

**PROPUESTA DE MODIFICACIÓN DE LAS VARIABLES OPERATIVAS DEL  
CALCINADOR ROTATORIO KN01 DE CERRO MATOSO S.A. PARA LA  
OBTENCIÓN DE UNA CALCINA DE MEJOR CALIDAD**

**MAYRA ALEJANDRA FORERO VARGAS**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA METALÚRGICA Y CIENCIA DE MATERIALES  
BUCARAMANGA  
2016**

**PROPUESTA DE MODIFICACIÓN DE LAS VARIABLES OPERATIVAS DEL  
CALCINADOR ROTATORIO KN01 DE CERRO MATOSO S.A. PARA LA  
OBTENCIÓN DE UNA CALCINA DE MEJOR CALIDAD**

**MAYRA ALEJANDRA FORERO VARGAS**

**Trabajo de grado en modalidad práctica empresarial para optar por el título  
de Ingeniera Metalúrgica**

**Director  
BERNARDO RUEDA  
Ingeniero metalúrgico.**

**Co-Director  
PEDRO DELVASTO  
Ingeniero de Materiales, MSc., Dr.**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA METALÚRGICA Y CIENCIA DE MATERIALES  
BUCARAMANGA  
2016**

## DEDICATORIA

*A Dios, porque es él quien ha guiado cada uno de mis pasos para llegar acá.*

*A mi mamá, Janeth Vargas, por ser mi apoyo incondicional desde que tengo uso de razón, por creer en mí, por enseñarme a ser una mejor persona, por todo el esfuerzo invertido, pero sobre todo por todo el amor que me ha dado a lo largo de mi vida.*

*A mis familiares, amigos y a Cristian por estar siempre dispuestos a darme un consejo y brindarme su apoyo.*

*Este logro es por ustedes, porque sin su presencia en mi vida, nada hubiera podido ser justo como es.*

*Alejandra.*

## **AGRADECIMIENTOS**

El autor agradece a:

A la empresa Cerro Matoso S.A. por la oportunidad brindada.

A Bernardo Rueda, superintendente del área de producción planta de Cerro Matoso S.A., director de este proyecto, por compartir sus conocimientos conmigo y guiarme de la mejor manera a lo largo de este trabajo.

A Pedro Delvasto, codirector de este proyecto, por el tiempo dedicado a este trabajo, la paciencia, las enseñanzas y el apoyo brindado.

A los ingenieros Rubén Rangel, Hugo Arango, Antonio Tapia, Whilmar Vargas, José Ricardo y Julian Navas, de la empresa Cerro Matoso S.A. y a los demás ingenieros que de una u otra forma estuvieron dispuestos siempre a ayudar. A ellos gracias por los aportes que hicieron a este trabajo, sin su ayuda, sus enseñanzas, su paciencia y sus amplios conocimientos, no hubiera sido posible este logro.

A los operadores del calcinador KN01 de Cerro Matoso S.A., y en general, a todos los operadores que estuvieron siempre dispuestos a transmitirme sus conocimientos y a compartir su experiencia en este campo, gracias por ayudarme a crecer no sólo como profesional sino como persona.

## CONTENIDO

<b>INTRODUCCIÓN</b> .....	<b>15</b>
<b>1. OBJETIVOS</b> .....	<b>17</b>
1.1 OBJETIVO GENERAL .....	17
1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	17
<b>2. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA</b> .....	<b>18</b>
<b>3. ESTADO DEL ARTE</b> .....	<b>21</b>
3.1 RESEÑA HISTÓRICA SOBRE FORMACIÓN DE ANILLOS Y COSTRAS EN EL HORNO CALCINADOR KN01 .....	21
3.2 CARACTERIZACIÓN DE MINERALES DE ALTA Y BAJA RELACIÓN SÍLICE/MAGNESIA POR TÉCNICAS DSC Y DRX .....	22
3.3 DIAGNÓSTICO DEL CONTROL DE PROCESO DE LOS CALCINADORES .....	23
3.4 ANÁLISIS DE TEMPERATURAS DE SINTERIZACIÓN, ABLANDAMIENTO Y FUSIÓN DE MATERIAL CLASIFICADO, FINOS DE SECADORES-CALCINADORES Y ESCORIA.....	24
3.5 ANÁLISIS DEL DESEMPEÑO OPERATIVO DE LA PLANTA DRKEF CON PILA DE BAJA RELACIÓN SiO <sub>2</sub> /MgO.....	25
<b>4. MARCO TEÓRICO</b> .....	<b>26</b>
4.1 MINERALOGÍA DEL YACIMIENTO DE CERRO MATOSO .....	26
4.2 CALCINADORES ROTATORIOS.....	26
4.3 FENÓMENO DE SINTERIZACIÓN.....	28
4.4 COMBUSTIÓN.....	28
4.5 QUEMADOR DEL CALCINADOR ROTATORIO KN01 .....	30
4.6 DESHIDRATACIÓN DE MINERALES LATERÍTICOS.....	31

4.7	CALCINACIÓN Y PRE-REDUCCIÓN DE MINERALES LATERÍTICOS.....	31
<b>5.</b>	<b>METODOLOGÍA.....</b>	<b>36</b>
5.1	DIAGNÓSTICO INICIAL DEL CALCINADOR.....	36
5.2	ANÁLISIS DE DIAGRAMAS DE ÁRBOL CAUSA-RAÍZ Y MEDIOS- FINES .....	36
5.3	AJUSTE DE PARÁMETROS OPERATIVOS.....	36
5.3.1	Implementación de una lógica de control que relaciona el flujo de gas natural con la temperatura de gases de combustión en el metro 106 (TR600J) .....	37
5.3.2	Eliminación de uno de los medidores de flujo del aire secundario .....	41
5.3.3	Modificación y automatización de la velocidad de rotación del calcinador .	43
5.3.4	Implementación de aplicación para cálculo de temperatura de sinterización	45
<b>6.</b>	<b>RESULTADOS Y DISCUSIONES .....</b>	<b>49</b>
6.1	DIAGNÓSTICO INICIAL DEL CALCINADOR.....	49
6.2	IMPLEMENTACIÓN DE UNA LÓGICA DE CONTROL QUE RELACIONA EL FLUJO DE GAS NATURAL CON LA TEMPERATURA DE GASES DE COMBUSTIÓN EN EL METRO 106 (TR600J).....	53
6.3	ELIMINACIÓN DE UN MEDIDOR DE FLUJO AIRE SECUNDARIO .....	56
6.4	MODIFICACIÓN Y AUTOMATIZACIÓN DE LA VELOCIDAD DE ROTACIÓN DEL CALCINADOR.....	57
6.5	IMPLEMENTACIÓN DE APLICACIÓN PARA CÁLCULO DE TEMPERATURA DE SINTERIZACIÓN .....	57
6.6	BENEFICIOS OBTENIDOS .....	61
<b>7.</b>	<b>CONCLUSIONES .....</b>	<b>64</b>
<b>8.</b>	<b>RECOMENDACIONES .....</b>	<b>65</b>
	<b>REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....</b>	<b>66</b>
	<b>ANEXOS.....</b>	<b>68</b>

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Diagrama Isométrico del proceso de producción de ferroníquel.....	16
Figura 2. Temperatura promedio de salida de calcina.....	19
Figura 3. Toneladas de níquel no producidas por formación de costras. ....	20
Figura 4. Calcinador rotatorio KN01. ....	27
Figura 5. Temperatura de la llama vs porcentaje de aire de combustión. ....	30
Figura 6. Diagrama de entradas y salidas del proceso de calcinación. ....	32
Figura 7. Esquema del calcinador KN01.....	37
Figura 8. Comportamiento de rampa de calentamiento de la temperatura J vs tiempo. 40	
Figura 9. Comportamiento <i>set point</i> FC650 vs Termocupla TR600J. ....	40
Figura 10. Mediciones flujo de aire secundario con los medidores de flujo ultrasónico (FR652A) y de dispersión térmica (FC652). ....	42
Figura 11. Correspondencia existente entre los medidores de flujo ultrasónico y de dispersión térmica.....	42
Figura 12. Composición química de diferentes pilas. ....	46
Figura 13. Curvas <i>liquidus</i> .....	47
Figura 14. Relación encontrada entre pares de termocuplas.. ....	48
Figura 15. Toneladas por hora en base seca alimentadas al calcinador desde el FY13 y hasta enero del FY15.....	50
Figura 16. Consumo de energía en el horno eléctrico FC01 (KWh por cada tonelada de calcina alimentada) desde el FY13 y hasta enero del FY15.....	51
Figura 17. Flujo de gas natural (izquierda) y flujo de aire secundario (derecha) en m <sup>3</sup> /h desde el FY13 y hasta enero del FY15.....	52
Figura 18. Relación Aire/Gas natural desde el FY13 y hasta enero del FY15. ....	52
Figura 19. Acción de bajar gas natural tomada por la lógica de control. ....	53
Figura 20. Comportamiento de las variables de interés tras la implementación de la lógica de control.....	54

Figura 21. a) Aumento en la temperatura de calcina después de implementada la lógica de control. b) Disminución en el consumo de KWh/ton de calcina después de implementada la lógica de control.. .....	55
Figura 22. a) Relación aire/gas natural en el calcinador KN01. b) Temperatura de salida de calcina en °C.....	56
Figura 23. a) Alimentación seca al calcinador KN01. b) Temperatura de calcina.....	57
Figura 24. Pantalla principal del programa realizado para cálculo de temperatura de sinterización y predicción del perfil térmico a trabajar. ....	59
Figura 25. Comportamiento de la termocupla TR600MA (metro 20 del calcinador). ....	60
Figura 26. Comportamiento de la temperatura de calcina desde el FY13 y hasta junio de 2015.....	62
Figura 27. Toneladas de níquel no producidas por formación de costras desde el FY13 y hasta junio de 2015. ....	62
Figura 28. Consumo energético del horno eléctrico FC01 en kWh/ton calcina alimentada desde el FY13 y hasta junio de 2015.....	63
Figura 29. Flujo de gas natural del calcinador KN01 en m <sup>3</sup> /h y relación aire/gas natural desde el FY13 y hasta junio de 2015.....	63

## LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Composición química de algunos minerales lateríticos de Cerro Matoso.....	26
Tabla 2. Resumen resultados estadísticos. ....	41
Tabla 3. Velocidad de rotación a la cual debe trabajar el calcinador KN01 para una alimentación dada.....	44
Tabla 4. Análisis de correlación de termocuplas calcinador KN01. ....	47

## LISTA DE ABREVIATURAS

**BY:** En inglés *Budget*. Es lo que se tiene previsto para el año financiero.

**CMSA:** Cerro Matoso S.A.

**DCS:** Un sistema de control distribuido, más conocido por sus siglas en inglés DCS (*Distributed control system*), es un sistema de control aplicado a procesos industriales complejos en las grandes industrias.

**DRKEF:** Proceso pirometalúrgico que toma su nombre de las letras de las iniciales en inglés de los equipos principales que lo conforman *DRYER-ROTARY KILN-ELECTRIC FURNANCE*, en español SECADOR-CALCINADOR ROTATORIO-HORNO ELÉCTRICO.

**DTPH:** Toneladas por hora en base seca.

**FY:** Año financiero, en inglés *financial year*, que se diferencia de un año calendario porque no va de enero a diciembre, sino que según políticas de la empresa cambia. En el caso de Cerro Matoso S.A. el año financiero va de julio de un año a junio del año siguiente.

**PI:** Sistema de información interna de Cerro Matoso S.A. en el cual se encuentran todos los datos de proceso de manera instantánea y los guardados con anterioridad, permite también ver gráficas del comportamiento de las variables y realiza los cálculos que sean necesarios para el proceso.

## RESUMEN

**TÍTULO:** PROPUESTA DE MODIFICACIÓN DE LAS VARIABLES OPERATIVAS DEL CALCINADOR ROTATORIO KN01 DE CERRO MATOSO S.A. PARA LA OBTENCIÓN DE UNA CALCINA DE MEJOR CALIDAD\*.

**AUTOR:** MAYRA ALEJANDRA FORERO VARGAS\*\*

**PALABRAS CLAVE:** Cerro Matoso, pirometalurgia, calcinador rotatorio, sinterización, mineral laterítico.

### DESCRIPCIÓN:

Cerro Matoso S.A. es una empresa minero-metalúrgica dedicada a la producción de ferroníquel proveniente de un yacimiento laterítico ubicado en Montelíbano, Córdoba. La producción de este se hace a través de dos líneas de producción mediante un proceso pirometalúrgico DRKEF, que toma su nombre de las letras de las iniciales en inglés de los equipos principales que lo conforman *DRYER, ROTARY KILN, ELECTRIC FURNANCE*, en español SECADOR, CALCINADOR ROTAORIO, HORNO ELÉCTRICO.

El trabajo aquí presentado se centró en estudiar el comportamiento de las variables operativas del proceso de calcinación para lograr una mejora en este; que a su vez llevara a la planta a tener ahorros económicos. Para esto, se determinó en primera instancia que la línea uno de producción de la empresa Cerro Matoso S.A. era la que tenía más falencias en esta fase y por ende fue la que se escogió para implementar las nuevas condiciones operativas que se encontraran a lo largo del proceso.

Con el desarrollo del proyecto se lograron establecer ciertas condiciones operativas por medio de un análisis de las condiciones en las que se encontraba el calcinador antes de iniciar el proyecto, análisis de árbol causa-raíz y medios-fines y finalmente con el ajuste de los parámetros operativos en los que se vio más posibilidad de mejora. Al implementar las nuevas condiciones operativas al proceso de calcinación se obtuvo como resultado un aumento en la temperatura de calcina a la salida del calcinador KN01 (calcinador de la línea uno de producción) y una disminución en la formación de anillos y costras dentro de este, trayendo como resultado un ahorro energético significativo para la empresa, que a su vez llevó a ahorros económicos.<sup>1</sup>

---

Trabajo de grado

Facultad de ingenierías físico-químicas. Escuela de ingeniería metalúrgica y ciencia de materiales.

Director: Bernardo Rueda. Codirector: Pedro Delvasto.

## ABSTRACT

**TITLE:** OPERATING VARIABLES MODIFICATION PROPOSAL OF CERRO MATOSO S.A. ROTARY KILN KN01 TO ABTAINA A BETTER QUALITY CALCINE\*.

**AUTHOR:** MAYRA ALEJANDRA FORERO VARGAS\*\*

**KEYWORDS:** CERRO MATOSO, PYROMETALLURGY, ROTARY KILN, SINTERING, LATERITIC MINERAL.

### DESCRIPTION:

Cerro Matoso S.A. is a mining and metallurgical company which aims to produce ferronickel from a lateritic deposit located in Montelíbano, Córdoba. The production of ferronickel is done through two production lines using a metallurgical process known as DRKEF, which takes its name from the initial letters of their main equipment DRYER, ROTARY KILN, ELECTRIC FURNACE.

The work presented here focuses on researching and studying the behavior of the operating variables of the calcination process in order to improve it, which will also give to the company economic savings. To make this possible, it was first concluded that the line which had the most failures was the first line of production, therefore, being chosen to implement the new operational conditions found along the process.

With the development of this project, it was possible to establish certain operating conditions through an analysis of the conditions found in the rotary kiln before starting the project, analysis maps like root-cause and others, finally setting of the operating parameters in which a greater chance of improvement was seen. As a result of implementing the new operating conditions to the calcination process, an increase of calcining temperature at the end of KN01 rotary kiln (rotary kiln of the line one of production) and a decrease in the formation of rings and sinter within it was obtained. This brings significant energy savings for the company, which in turn means economic savings.<sup>2</sup>

---

Bachelor thesis

Facultad de ingenierías físico-químicas. Escuela de ingeniería metalúrgica y ciencia de materiales.

Director: Bernardo Rueda. Codirector: Pedro Delvasto.

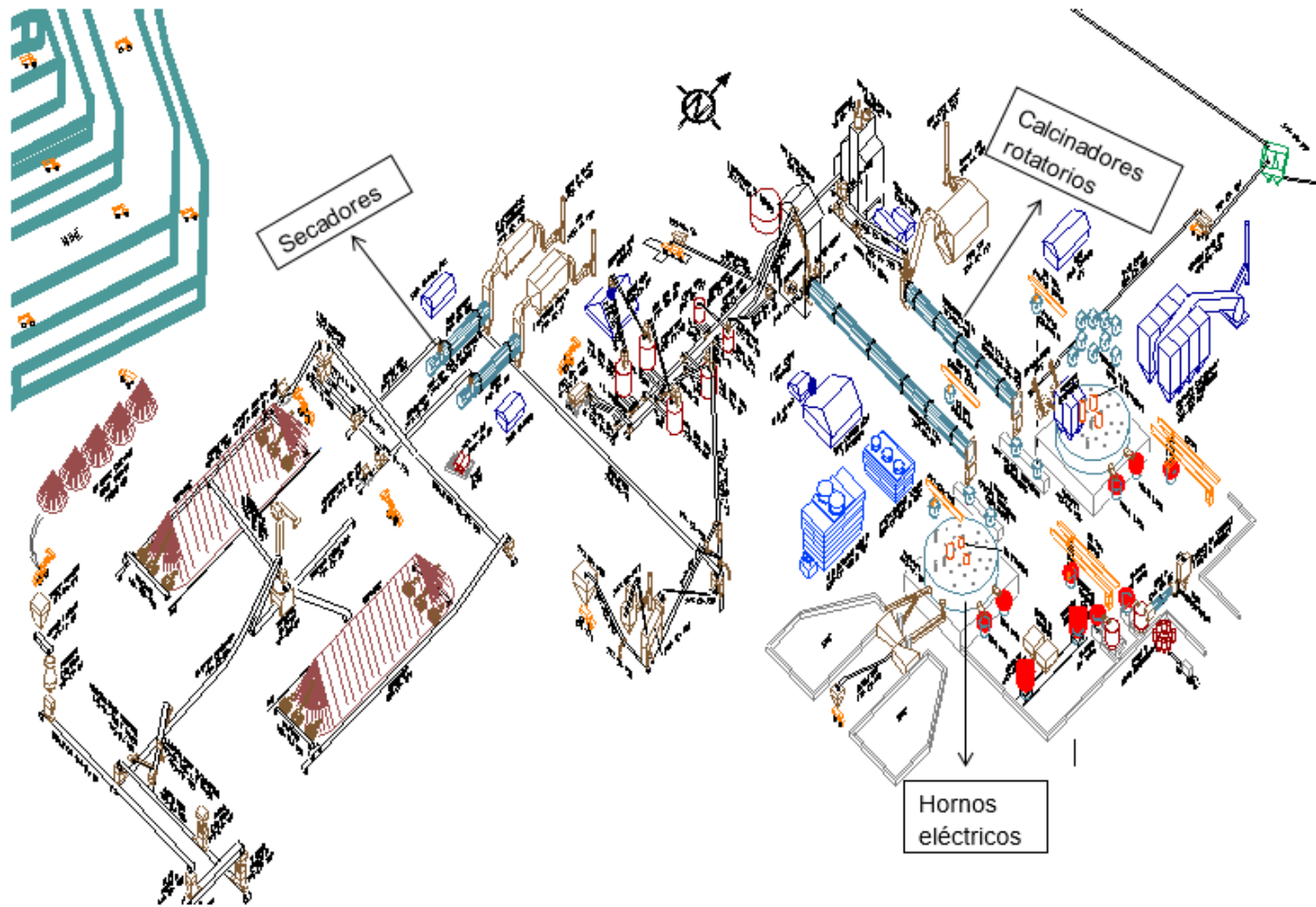
## INTRODUCCIÓN

Cerro Matoso S.A. es una empresa minero-metalúrgica dedicada a la producción de ferroníquel proveniente de un yacimiento laterítico ubicado en Montelíbano, Córdoba. El yacimiento de Cerro Matoso fue descubierto en 1956 por geólogos de la compañía estadounidense Richmond Petroleum Company, subsidiaria de la Standard Oil Company of California, que en un principio lo identificaron como un yacimiento de hierro, pero después de las exploraciones preliminares se determinó la presencia de lateritas níquelíferas. En 1978 se inició la construcción de las instalaciones de la planta, diseñada para alcanzar una producción de 50 millones de libras de níquel contenidas en ferroníquel. A comienzos de 1982 se realizaron las primeras pruebas de la planta y fue inaugurado el complejo minero-metalúrgico Cerro Matoso S.A. oficialmente el 20 de junio de este año [1].

La producción de ferroníquel a partir de mineral laterítico se hace mediante un proceso pirometalúrgico DRKEF, que toma su nombre de las letras de las iniciales en inglés de los equipos principales que lo conforman *DRYER, ROTARY KILN, ELECTRIC FURNACE*, en español SECADOR, CALCINADOR ROTAORIO, HORNO ELÉCTRICO (ver figura 1). El proceso consta de 6 etapas, inicia con la fase de explotación minera y homogenización de mineral, en esta fase el mineral laterítico es extraído del depósito, llevado a una granulometría menor para poder homogeneizarlo, depositado en dos pilas de 130.000 toneladas y finalmente entregado a la fase de secado y almacenamiento de mineral parcialmente seco, allí el mineral se seca parcialmente y se clasifica retirando el mineral con un grado de níquel menor, el cual es enviado al botadero de mina, lo demás se clasifica en silos para entregar a la fase de calcinación en donde el mineral es calcinado y sufre una reacción química de reducción parcial para entregar calcina caliente pre-reducida a la fase de fundición, en la cual se completan las reacciones químicas de reducción y se funde la calcina para así entregar un metal líquido sobrecalentado y crudo a la fase de refinación-granulación, en esta fase el metal líquido es procesado para eliminar los elementos no deseados hasta valores de especificaciones comerciales para así entregar un ferroníquel granulado, el cual es pesado y almacenado en tolvas para ser entregado a las fase de manejo de producto terminado donde se pesa, identifica, sella y almacena el ferroníquel recuperado en la fase de refinación para entregar lotes al proceso de ventas y comercialización.

La fase de calcinación es una de las etapas más importantes en el proceso de producción porque es donde el mineral empieza su transformación a metal y en Cerro Matoso se encontró la necesidad de realizar mejoras a este proceso por medio del control adecuado de las variables operativas más influyentes.

Figura 1. Diagrama Isométrico del proceso de producción de ferroniquel.



Tomado de la referencia [1].

## **1. OBJETIVOS**

### **1.1 OBJETIVO GENERAL**

- Determinar las condiciones necesarias para mejorar la calidad de la calcina garantizando la operación del calcinador rotatorio con mínimo tiempo perdido por formación de anillos y costras en la zona de la llama.

### **1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS**

- Analizar las condiciones operativas bajo las cuales trabaja actualmente el calcinador rotatorio KN01.
- Determinar cómo afecta al proceso el cambio de composición en las pilas de mineral y establecer parámetros fijos que relacionen el perfil de temperatura que se debe trabajar en el calcinador con dicha composición, para obtener una calcina de mejor calidad.
- Establecer condiciones operativas para garantizar que los operadores de cuarto de control central trabajen consistentemente bajo dichas condiciones.

## 2. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Con miras a incrementar la productividad de la panta, se implementó un modelo de balance de masa y energía para el proceso de calcinación-fusión reductora, en el que se calculó el ahorro energético que se tendría en el horno eléctrico si se lograra aumentar la temperatura de calcina antes de ingresar al horno eléctrico de reducción [2], obteniendo como resultado que por cada 10°C que se logre incrementar en la temperatura de calcina se tendrá un ahorro energético de 1,2 MWh ya que si el calcinador entrega una calcina más caliente el horno no tendrá que gastar la misma cantidad de energía en calentar para que se completen las reacciones y en realizar la fusión reductora, logrando de manera directa un ahorro en costos de operación. A raíz de esto se vislumbró la posibilidad de obtener una calcina con mejores características, es decir calcina con temperaturas más altas, garantizando de esta manera que se alcanzaron las temperaturas necesarias para que se den las reacciones de pre-reducción y así generar un mayor beneficio a la operación de los hornos eléctricos, trayendo además del ahorro en el consumo específico de energía, un mejor comportamiento de las principales variables operativas del horno eléctrico, tales como la retención de escoria, los eventos de presurización, la obstrucción de chimeneas y la estabilidad en el arco eléctrico. Sin embargo, cuando se busca incrementar el perfil de temperatura en los calcinadores rotatorios, se tiene la limitante de que se forman costras y/o sinterizado en la descarga del mismo, ocasionando paradas no planeadas de la línea y pérdidas de producción que se cuantifican alrededor de 1,5 coladas mes promedio año (cada tonelada de Ni no producido equivale a \$ 13.280 US/tNi)<sup>3</sup>.

El calcinador rotatorio de la línea uno de producción (KN01) presenta mayor oportunidad de mejora, ya que en este es en el que se manejan perfiles de temperatura más bajos y una mayor cantidad de toneladas de níquel no producidas por formación de costras, razón por la cual el presente estudio se centrará en ésta línea, posteriormente se podría analizar y extrapolar la solución a la segunda línea de producción.

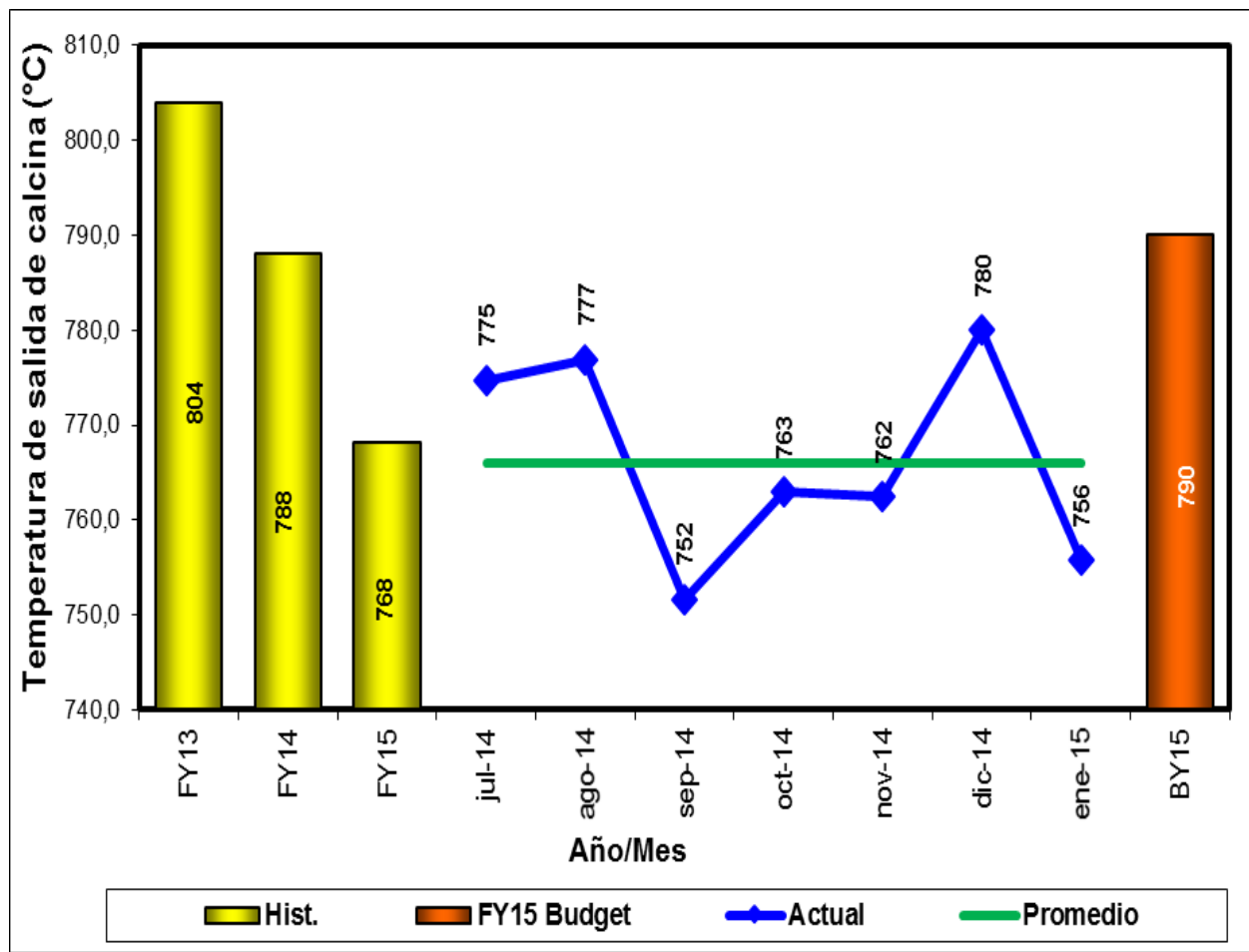
En la Figura 2 se muestra el comportamiento de la temperatura de calcina a lo largo de los diferentes años financieros o *FINANCIAL YEAR (FY)*, es decir, años que van desde el 1 julio de un año y hasta el 30 de junio del año siguiente, pues en la empresa se trabaja este año financiero para calcular informes financieros anuales. La figura muestra que a medida que ha pasado el tiempo este valor ha decrecido, además se observa que es un valor muy inestable, pues pasa de valores relativamente buenos a valores muy bajos, generando que el horno eléctrico tenga que realizar las reducciones que no se hicieron

---

<sup>3</sup> Precio del Níquel al 28/04/2015 de acuerdo con la London Metal Exchange. <https://www.lme.com>.

en el calcinador, llevando a un mayor consumo de energía en el horno eléctrico y por tanto, a un aumento en los costos de producción, la Figura 2 muestra además de los datos de los años FY13 y FY14, un promedio del FY15 con los datos tomados desde julio de 2014 y hasta enero de 2015, que se indican en azul en la gráfica, y el *Budget* para el FY15, que es un supuesto de la temperatura de calcina a la que se quiere llegar.

**Figura 2.** Temperatura promedio de salida de calcina. En este gráfico FY se refiere al año fiscal de la empresa, el cual va de julio de un año a junio del siguiente año.

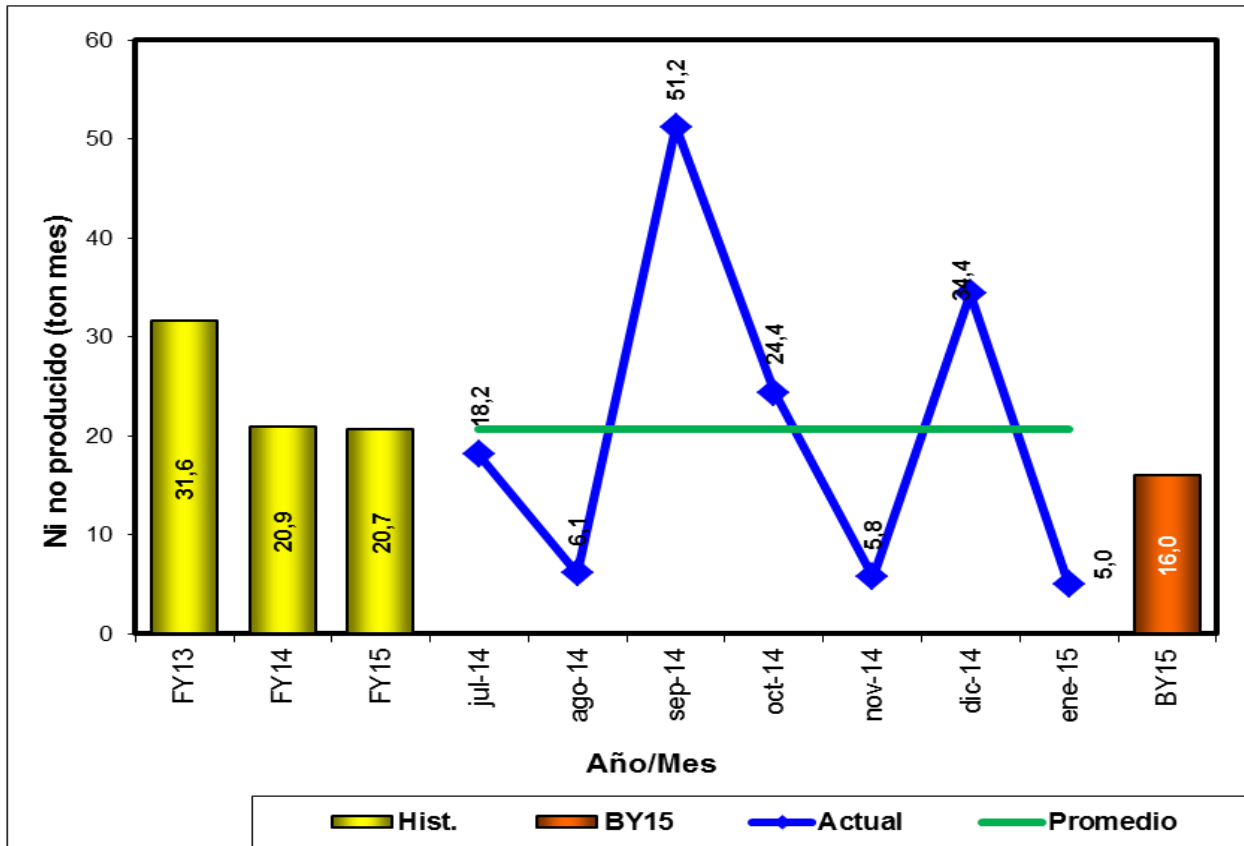


Fuente propia. Datos tomados del sistema de información interno PI de CMSA.

Por otro lado, en la Figura 3 se muestran las toneladas de níquel que se han dejado de producir. Allí se pueden ver los datos desde el FY13 (año financiero que va desde el 1 de julio de 2012 y hasta el 30 de junio de 2013); observando que en el FY14 (año financiero desde el 1 de julio de 2013 hasta el 30 de junio de 2014) el número de toneladas que se dejaron de producir se había logrado reducir de manera considerable, pero que en lo que iba del FY15 (año financiero desde el 1 de julio de 2014 hasta el 30 de junio de 2015)

nuevamente tenía tendencia a aumentar, ocasionando pérdidas económicas a la planta y causando inestabilidad en la operación.

**Figura 3.** Toneladas de níquel no producidas por formación de costras.



Fuente propia. Datos tomados del sistema de información interno PI de CMSA.

Si se observan en conjunto las figuras 2 y 3 se ve que por ejemplo el FY13, que fue el año en el que la temperatura de calcina estuvo más alta, la cantidad de toneladas de níquel que se dejó de producir debido a la formación de costras fue también mayor, y lo mismo ocurrió en el mes de diciembre de 2014, lo cual permite confirmar que es de gran importancia tener en cuenta la alta posibilidad de formación de costras cuando se aumenta la temperatura de calcina. Sin embargo, estas gráficas también muestran que en meses como agosto de 2014, se lograron altas temperaturas de calcina con una baja cantidad de toneladas de níquel no producidas, lo cual permite vislumbrar la posibilidad de aumentar la temperatura de calcina sin generar una alta cantidad de costras si se logran encontrar los parámetros de operación adecuados que permitan tener un equilibrio entre las dos variables de interés, la temperatura de calcina y las toneladas de níquel no producidas por formación de costras.

### 3. ESTADO DEL ARTE

En la presente sección se resumen los principales hallazgos de las investigaciones realizadas anteriormente en CMSA con respecto al calcinador de la línea 1 de producción.

#### 3.1 RESEÑA HISTÓRICA SOBRE FORMACIÓN DE ANILLOS Y COSTRAS EN EL HORNO CALCINADOR KN01 [3]

El trabajo se realizó con el fin de recopilar la información existente sobre formación de anillos y costras en el horno calcinador desde el año de 1983 y hasta el año 1990. Como conclusión se encontró que había seis grupos de causas principales que originaban la formación de anillos y costras en el calcinador:

- Operación con atmósfera reductora.
- Formación de vacío.
- Cambio en las condiciones del mineral.
- Procedimiento de arranque.
- Mineral con bajo punto de fusión.
- Fallas en los equipos de medición.

Se encontró que aproximadamente el 44% de la presencia de costras se debía a factores de tipo operacional, el 14% a problemas en los equipos de medición y el 42% restante al cambio en las características del mineral, para lo cual era necesario operar el calcinador bajo condiciones distintas.

Con base en esto, el autor realizó las siguientes recomendaciones:

- Para obtener un análisis concreto de las causas involucradas en la formación de costras en el calcinador, es necesario relacionar las variables operativas del calcinador con las variables químicas y metalúrgicas del mineral. Para esto se recomienda tomar muestras del mineral sinterizado para posterior análisis químico y mineralógico y desarrollar el diagrama causa-efecto planteado en este trabajo.
- Para obtener una mejor aproximación de la temperatura de fusión del mineral alimentado al calcinador, se recomienda tener en cuenta la fórmula de temperatura *liquidus* para la escoria.

- Realizar un estudio a nivel laboratorio para establecer la influencia de la fase fayalita en el mineral utilizado en el proceso, así como también el comportamiento mineralógico de las mezclas.
- Recubrir con material de bajo coeficiente de fricción los ductos y chutas de los mezcladores que son los causantes de la mayor parte de las paradas del calcinador.
- Optimizar el sistema de recuperación de lodos para minimizar los cambios en las condiciones del mineral alimentado.
- Cambio o modificación del quemador.

### **3.2 CARACTERIZACIÓN DE MINERALES DE ALTA Y BAJA RELACIÓN SÍLICE/MAGNESIA POR TÉCNICAS DSC Y DRX [4]**

El estudio se llevó a cabo con el fin de realizar un análisis comparativo entre pilas de alta y baja relación para ver de qué manera se comportaban cada una de ellas y las posibles diferencias que se pudieran encontrar. Las conclusiones de dicho trabajo fueron las siguientes:

- Una vez interpretados los termogramas (Calorimetría Diferencial de Barrido) se ve que en todas las pilas sea de alta o baja Relación  $\text{SiO}_2 / \text{MgO}$  se presentan las transiciones de cristalización de los grupos de minerales en rangos similares de temperatura.
- Los resultados de los difractogramas indican que las fases presentes son similares, variando solo las proporciones.
- El resultado de las difracciones en todas las muestras mostró que la sílice ( $\text{SiO}_2$ ) que entra a las pilas es cuarzo  $\alpha$  ya no aparece la cristobalita de hace años atrás (reporte de RTZ-1996). El cuarzo  $\alpha$  tiene un punto de fusión de  $1610^\circ\text{C}$  versus el punto de fusión de la cristobalita que es de  $1728^\circ\text{C}$  y el de la tridimita de  $1680^\circ\text{C}$ .
- Según los resultados DRX se ve que cuando la calcinación es buena los productos obtenidos son olivinos y piróxenos.

Así mismo, el autor efectuó las siguientes recomendaciones:

- Realizar pruebas en planta piloto teniendo mayor tiempo de residencia en el rango de 450 a 800°C con el fin de obtener deshidroxilación total y mayores reducciones de Ni.
- Determinar el Ni° y Fe° en estas pruebas para obtener los porcentajes de reducción.
- Caracterizar las pilas de baja relación SiO<sub>2</sub>/MgO en planta una vez se cambie el tiempo de residencia.
- Caracterizar mineralógicamente los finos de las pilas de baja y alta relación SiO<sub>2</sub>/MgO.

### **3.3 DIAGNÓSTICO DEL CONTROL DE PROCESO DE LOS CALCINADORES [5]**

Este proyecto se realizó con el fin de reducir la variabilidad en el proceso de calcinación en términos de control en el perfil de temperaturas. Las conclusiones a las que se llegó para el calcinador de la línea 1 por medio del estudio fueron:

- Para reducir la variabilidad en el perfil de temperaturas del calcinador, se hace necesario reducir la variabilidad en el control de la presión interna. Es decir, una respuesta oportuna del actuador de las persianas de los ventiladores para mantener la presión interna deseada.
- Existe la oportunidad de subir el perfil de temperaturas del calcinador, a partir de un ajuste fino del control de la presión interna del calcinador.
- La directriz de proceso referente al control de presión no debe ser fijo, se sugiere fijar un rango que le permita al operador actuar esta variable en modo manual si se sale de control.
- Algunos operadores se atienen al control automático, mientras que otros cuando lo requieren toman acción para mantener el perfil de temperaturas a partir del control manual en la presión (Movimiento en las persianas de los ventiladores).

- Es necesario realizar un seguimiento periódico a los operadores con el fin de reforzar los conceptos relacionados con el proceso de calcinación.

### **3.4 ANÁLISIS DE TEMPERATURAS DE SINTERIZACIÓN, ABLANDAMIENTO Y FUSIÓN DE MATERIAL CLASIFICADO, FINOS DE SECADORES-CALCINADORES Y ESCORIA [6]**

El estudio se realizó con el fin de observar las diferentes temperaturas de sinterización, fusión y ablandamiento que se presentan en el material clasificado y en los finos, con el fin de determinar qué tan diferentes eran estas y cómo podían ayudar a una adecuada selección de las condiciones operativas de la planta. A raíz del estudio, los ingenieros de servicios técnicos dieron las siguientes recomendaciones:

- Valorar el impacto del cambio de menor temperatura de sinterización de los finos verdes desde la pila 846 en adelante en los siguientes Ítems:
  1. Formación de anillos en los calcinadores, en especial el de la línea 1 de producción, donde la alimentación de finos verdes es mayor. Lo ideal sería que desde la elaboración de las pilas se identificaran los minerales que aportan esta reducción de temperatura de sinterización y ajustar el % a adicionar a las pilas.
  2. Determinar el punto de equilibrio entre la receta de elaboración de los extrusados de la línea 1 versus sobrevivencia de ellos en el calcinador versus aporte en la formación de los anillos.
- Evaluar la insuflación de finos verdes al calcinador de la línea 1 y finos semi-calcinados al calcinador de la línea 2. El objetivo es minimizar finos a lo largo de los calcinadores y con esto reducir la probabilidad de formación de anillos y mejorar el perfil de temperatura, de tal manera que la formación de la fase olivino a 800°C sea prácticamente 100% y con esto mejorar sustancialmente la fusión en los hornos eléctricos
- Valorar los rangos de temperatura de la cámara de combustión del horno eléctrico de la línea 1 reales versus las temperaturas de ablandamiento y fusión de los finos del baghouse primario de los hornos eléctricos y calcinados que son los primeros en ablandarse y fundirse. Lo ideal es trabajar por debajo de estas temperaturas de ablandamiento y fusión de estos finos.

- Las fases mineralógicas de los finos de los extrusados, cámara de humos y lodos están parcialmente calcinados, ya que presentan la fase serpentina. En los sellos del calcinador no se ve la fase serpentina. En resumen, se puede tener el riesgo que llegue material semi-calcinado a los hornos eléctricos, luego el horno eléctrico termina eliminando los hidroxilos y puede ser parte de la causa de las presurización de los hornos eléctricos y un mayor consumo de energía eléctrica en la fase de fusión reductora.

### **3.5 ANÁLISIS DEL DESEMPEÑO OPERATIVO DE LA PLANTA DRKEF CON PILA DE BAJA RELACIÓN $\text{SiO}_2/\text{MgO}$ [7]**

El estudio se realizó con el fin de observar el efecto del cambio de relación de  $\text{SiO}_2/\text{MgO}$  en el comportamiento del mineral a través de cada una de las etapas del proceso de DRKEF, determinando de esta manera qué tanto afecta la composición mineralógica de una pila el desempeño de la planta. Las conclusiones del trabajo fueron las siguientes:

- El efecto del cambio de relación  $\text{SiO}_2/\text{MgO}$  del clasificado sobre el proceso de calcinación de KN01 es considerable, ya que reduce el punto de fusión del mineral y por el mecanismo de transferencia de calor de este sistema calcinador se incrementa la probabilidad de formación de anillos y costras en el grizzly. Se recomienda establecer una correlación entre valores de medio fuego y temperatura de fusión/temperatura de sinterización del mineral que permita ajustar de forma confiable los valores de medio fuego de forma oportuna.
- El efecto del cambio de relación  $\text{SiO}_2/\text{MgO}$  en el clasificado de 1,9 (pila 909) a 2,0 (pila 910) sobre el desempeño del proceso de calcinación en la línea 2 de producción es mínimo. Fue posible mantener la temperatura de calcina alrededor de los  $800^\circ\text{C}$  para ambas pilas sin formación de costras. El mayor consumo de gas natural de la pila 910 es asignable a la mayor humedad del clasificado.

## 4. MARCO TEÓRICO

### 4.1 MINERALOGÍA DEL YACIMIENTO DE CERRO MATOSO

El depósito de Cerro Matoso se presenta en una serie de afloramientos aislados de peridotita, se expone en forma de una colina alargada de aproximadamente 2,5 kilómetros de longitud y 1,5 km de ancho [8]. Muestras tomadas de dos secciones típicas a través del perfil de meteorización de un área de la mina con alto grado de níquel (Pit 1) y con menor grado de níquel (Pit 2), indicaron que estos tienen distintos perfiles de meteorización.

En estas rocas, además de los óxidos de interés de hierro y níquel, se encuentran arcillas y silicatos. En Cerro Matoso se encuentran, entre otras [9], las especies mostradas en la tabla 1.

**Tabla 1.** Composición química de algunos minerales lateríticos de Cerro Matoso.

Nombre mineralógico	Fórmula química
Garnierita (lizardita níquelífera)	$2(\text{NiO}, \text{MgO})_3(\text{SiO}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O})$
Nontronita (esmectita níquelífera)	$\text{Na}_{0.3}(\text{Fe}^{3+})_2(\text{Ni}, \text{Si}, \text{Al})_4\text{O}_{10}(\text{OH})_2 \cdot n\text{H}_2\text{O}$
Cuarzo	$\text{SiO}_2$
Siderita	$\text{FeCO}_3$
Ferrihidrita (óxidos de hierro hidratados)	$(\text{Fe}^{3+})_{4-5}(\text{OH}, \text{O})_{12}$
Magnetita	$\text{Fe}_3\text{O}_4$
Goethita(óxido de hierro hidratado)	$\alpha\text{-FeO}(\text{OH})$
Hematita	$\text{Fe}_2\text{O}_3$
Calcedonia (sílice coloidal)	$\text{SiO}_2$
Calcita	$\text{CaCO}_3$
Espinela	$\text{MgAl}_2\text{O}_4$
<b>Tomado de la referencia [9].</b>	

### 4.2 CALCINADORES ROTATORIOS

La calcinación de minerales lateríticos se lleva a cabo en calcinadores rotatorios, que tienen como principal función elevar la temperatura del mineral para que ocurran las reacciones de reducción y entregar calcina pre-reducida a la temperatura adecuada al proceso de fusión reductora [13]. El calcinador KN01 utilizado en CMSA tiene una longitud

de 185 metros, una inclinación de 4° con respecto a la horizontal y rota aproximadamente a 0,67 rpm, este se muestra en la Figura 4.

**Figura 4.** Calcinador rotatorio KN01.



Fuente propia.

Los calcinadores rotatorios se pueden considerar como reactores sólido-gas, aquí el mineral laterítico se combina con carbón antes de alimentarse de manera continua al calcinador. Este material fluye lentamente a lo largo del calcinador, gracias al movimiento de rotación y a la inclinación que este tiene y finalmente sale por el extremo más caliente. En el calcinador se emplea el calor generado al quemar controladamente gas natural con aire, entregando gases calientes de combustión que fluyen en contracorriente con respecto al mineral y son los encargados de secar y calentar el mineral alimentado y de las reducciones parciales del mineral laterítico que contiene níquel y hierro, a medida que avanzan a lo largo del calcinador, además de agregar una cantidad importante de calor a la carga que va al horno eléctrico [13].

Dentro del horno calcinador, en el mineral proveniente de la subfase de secado y almacenamiento de mineral parcialmente seco, se llevan a cabo transformaciones físicas

y químicas debido a la atmósfera reductora generada al quemar gas natural y aire, sufriendo una reducción parcial por el CO.

### 4.3 FENÓMENO DE SINTERIZACIÓN

Es un proceso de aglomeración en el que se da la unión entre partículas en la zona de contacto, allí las partículas coalescen por difusión al estado sólido a altas temperaturas, pero a temperaturas menores a la temperatura de fusión del mineral. En el proceso se produce difusión atómica entre las superficies de contacto de las partículas, lo que provoca que resulten además de física, químicamente unidas. La naturaleza y la resistencia de la unión, dependen de los mecanismos de difusión, flujo plástico, evaporación de los materiales volátiles del mineral, recristalización, crecimiento de granos y contracción de poros. Las variables principales en la sinterización son la temperatura, el tiempo y la atmósfera del horno. Las temperaturas de sinterización suelen ser de 70 a 90% de la temperatura de fusión del metal o aleación; los tiempos de sinterización van de un mínimo de 10 minutos para aleaciones de hierro y cobre, hasta de 8 horas para tungsteno y tantalio [10].

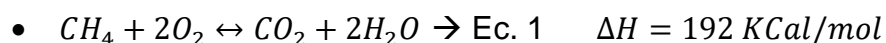
### 4.4 COMBUSTIÓN

Es la conversión de un combustible fósil en productos o componentes químicos por la combinación de este con un comburente, usualmente el oxígeno del aire, aunque en algunos casos puede ser oxígeno puro. El proceso de combustión es una reacción química exotérmica, es decir, libera energía en forma de calor a medida que va ocurriendo [11].

Físicamente, el calor liberado puede ser caracterizado por la intensidad de la llama y también por su luminosidad y la efectividad de la disipación de calor puede ser juzgada por la forma de la llama.

La cantidad de calor liberada durante la combustión depende en gran parte del tipo de combustible utilizado, en CMSA se utiliza gas natural como combustible y tiene la siguiente composición: 4,27% de N<sub>2</sub>, 0,03% de CO<sub>2</sub> y 95,7% de CH<sub>4</sub>.

La reacción de combustión es la que se muestra en la Ecuación 1.



Si mucho oxígeno es adicionado, este no toma lugar en el proceso de combustión y la llama se vuelve más corta y limpia, lo que hace que se absorba calor del proceso y sea

necesaria la adición de más combustible, pero si por otro lado mucho combustible es adicionado la llama tiende a ser más larga y posiblemente ahumada o negra, a lo que se le llama “combustión incompleta” ya que las partículas de carbono no tienen suficiente oxígeno para reaccionar formándose más en monóxido de carbono que en dióxido [12].

La combustión perfecta es alcanzada cuando se mezclan y reaccionan las proporciones exactas de combustible y oxígeno sin que ninguno sobre o falte. También se conoce como combustión estequiométrica, pero este tipo de combustión no siempre se trabaja, sino que se trabaja con combustión sobre o subestequiométrica [14].

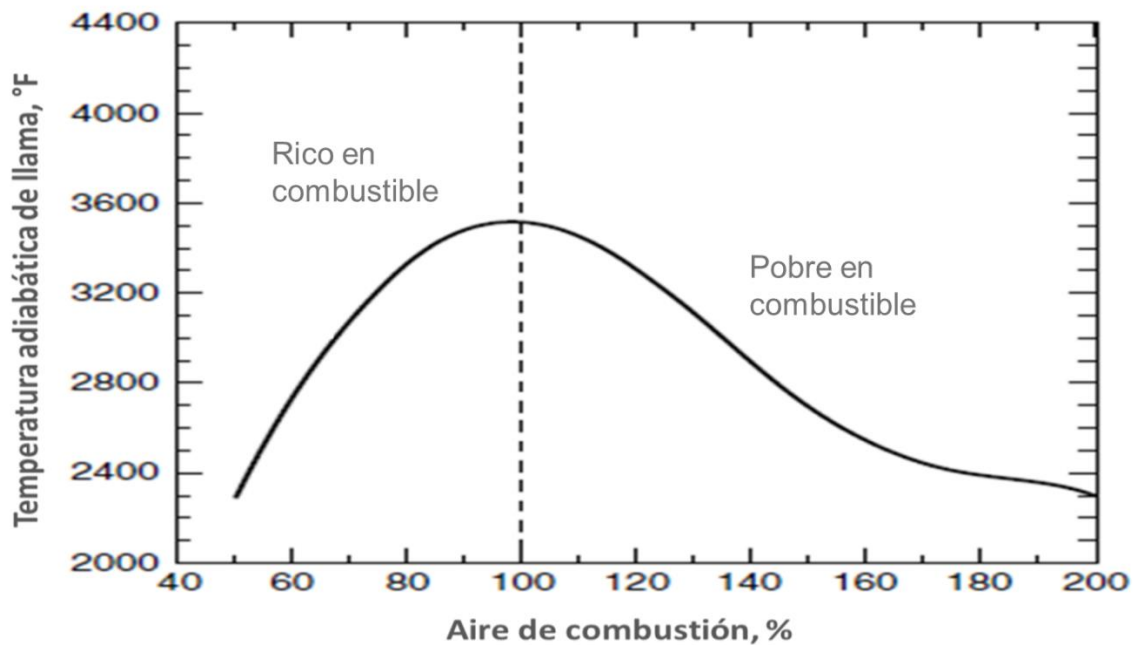
La combustión subestequiométrica se presenta cuando en la relación oxígeno/combustible hay un exceso de combustible o un defecto de oxígeno. En la mayoría de los casos el resultado es que en los productos de combustión existe un porcentaje de monóxido de carbono. La llama obtenida en este tipo de combustión es de carácter reductor [14].

La combustión sobre-estequiométrica o con oxígeno en exceso se presenta siempre que se tenga un exceso de oxígeno en la relación oxígeno/combustible, y se dice que los productos de combustión son de carácter oxidante. En este caso la llama obtenida es clara y brillante [14]. Operando el calcinador con una combustión sobre-estequiométrica, se tiene una temperatura que está por debajo de la temperatura máxima de llama que, de alcanzarse, aumenta la probabilidad de sinterizar el mineral (fusión incipiente) dentro del calcinador formando anillos, que son el principal problema en ese tipo de hornos [9].

En la Figura 5 se observa el comportamiento de la llama de acuerdo a la cantidad de aire de combustión que se utilice, allí se puede ver que antes del pico (zona rica en combustible) la temperatura de la llama aumenta a medida que aumenta el porcentaje de aire de combustión, pero después del pico (zona pobre en combustible) a medida que aumenta el porcentaje de aire de combustión, es decir, a medida que se aleja de la condición estequiométrica, la temperatura de la llama va disminuye debido a que parte del calor generado es utilizado en calentar el exceso de aire. En esta figura también es notorio que un aumento de combustible bajo condiciones estequiométricas también causará una reducción en la temperatura de la llama [11].

Como el operador del calcinador no tiene control sobre el contenido de calor en el combustible, el éxito en la operación del calcinador recae sobre la efectividad del control de la llama para asegurar que el perfil de temperatura es el adecuado para la cantidad de material procesado.

**Figura 5.** Temperatura de la llama vs porcentaje de aire de combustión.



Adaptado de la referencia [11].

#### **4.5 QUEMADOR DEL CALCINADOR ROTATORIO KN01 [12]**

Para poder hablar del proceso de calcinación y reducción como tal es importante aclarar la importancia que tiene el quemador en este proceso, ya que es el que permite que se lleve a cabo la combustión y de esta manera generar lo que es el corazón del calcinador, o sea la llama.

El quemador del calcinador KN01 consiste en 3 secciones transversales: 2 para el aire primario y una para el gas natural. El aire primario a su vez se divide en dos flujos a lo largo de la tubería, uno para la sección transversal anular interior para el aire radial y otro para la sección transversal anular exterior para el aire axial.

La forma de la llama es regulada por medio del volumen de aire radial, aire axial y la rata de inyección. Una llama larga y delgada se logra por medio del uso intensivo de aire axial y uso moderado del aire radial, en este caso las ratas de inyección deben mantenerse moderadas también. Una llama corta y ancha se alcanza por medio de la reducción de flujo de aire axial e incremento del flujo de aire radial.

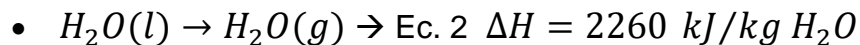
La presión de aire y gas natural también afecta a la llama, si se aumenta la presión de aire se debilitará la llama, mientras que si se reduce la enriquecerá; en el caso del gas natural un aumento en la presión enriquecerá la llama y una reducción en la presión debilitará la llama. Una presión de gas natural en un rango de 0,75-1 kp/cm<sup>3</sup> provee condiciones óptimas para el ajuste de la llama.

#### **4.6 DESHIDRATACIÓN DE MINERALES LATERÍTICOS [13]**

El mineral antes de ingresar al proceso de calcinación pasa por un proceso de secado donde pierde gran parte de la humedad, sin embargo, no la pierde totalmente por lo que el proceso continúa en el calcinador. Toda el agua que contiene el mineral necesariamente tiene que ser removida totalmente para el posterior proceso de fusión reductora, de lo contrario, si lo que se alimenta al horno eléctrico contiene agua se puede producir una explosión dentro del mismo.

La deshidratación se lleva a cabo por medio de dos procesos: secado y calcinación, una parte se realiza en los secadores donde ingresa con aproximadamente 22 a 30% de humedad a temperatura ambiente (30°C) y sale con una humedad que oscila entre 9 y 11%.

La reacción principal es la evaporación del agua, esta se muestra en la Ecuación 2.



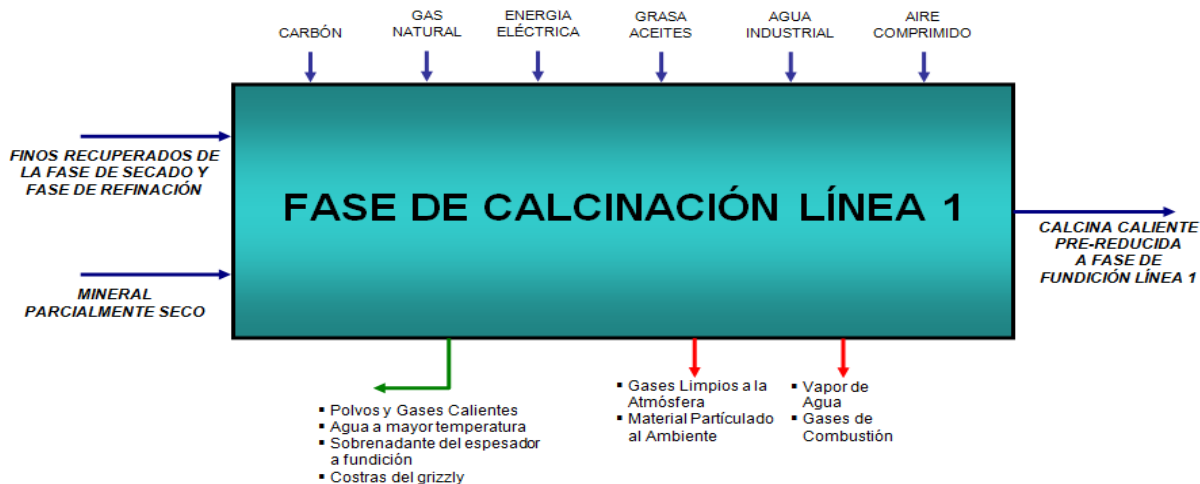
La evaporación del agua es un proceso endotérmico, es decir requiere calor, el cual es suministrado por la combustión del gas natural.

#### **4.7 CALCINACIÓN Y PRE-REDUCCIÓN DE MINERALES LATERÍTICOS**

En la Figura 6 se observa el diagrama de entradas y salidas del proceso de calcinación en Cerro Matoso S.A. Allí se muestra que como entradas se tienen mineral parcialmente seco y los finos recuperados de la fase de secado y fase de refinación, además de carbón, gas natural, energía eléctrica, en algunos casos aceites incinerados, agua industrial y aire comprimido y que como resultado del proceso de calcinación se obtiene principalmente calcina caliente pre-reducida que luego pasa a la fase de fusión reductora, pero también se obtienen como productos polvos y gases calientes, agua a mayor temperatura y costras que salen del grizzly. Los gases calientes que llevan polvos finos consigo pasan a través de un sistema de limpieza que se encarga de separar el material fino de los gases, enviando gases limpios a la atmósfera, gases compuestos por vapor de agua y

gases de combustión, por otro lado, los finos recuperados son enviados a un espesador para enviarlos al proceso de extrusión de la línea 2 [2,14].

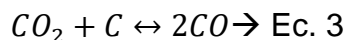
**Figura 6.** Diagrama de entradas y salidas del proceso de calcinación.



Tomado de las referencias [2,14].

El proceso dentro del horno rotatorio se lleva a cabo en tres etapas, a saber: secado, calcinación y pre-reducción. En la primera etapa de secado, cualquier resto de agua de humectación que pueda traer el mineral desaparece entre los 30 °C y 100 °C. Luego, entre los 100 °C y los 600 °C, ocurre la calcinación del mineral, un proceso en el cual el agua químicamente enlazada y los grupos OH que se encuentran dentro de sus moléculas pasan a fase gaseosa. Durante esta etapa, también se registra la pérdida de los volátiles presentes en el carbón. Finalmente, en la zona más caliente del horno rotatorio, entre los 600 °C y los 1100 °C, se registra la etapa de pre-reducción, en la misma, si bien se registra aún la pérdida del agua químicamente enlazada más difícil de extraer, lo primordial es que ocurren las reacciones químicas de reducción parcial de los óxidos de hierro y níquel presentes en la carga como consecuencia de la presencia de agentes reductores en el sistema, tales como el carbono sólido, el hidrógeno gaseoso y el CO gas [9,14]. En esta última etapa, cierto porcentaje de níquel en el mineral pasa a níquel metálico y se reduce gran parte el Fe<sup>+3</sup> a Fe<sup>+2</sup> y un pequeño porcentaje de hierro a hierro metálico [13].

Durante el proceso de calcinación se llevan a cabo una serie de reacciones que permiten que se cumpla con los objetivos del mismo. La reacción predominante en este proceso es la reacción de Boudouard o reacción de gasificación (Ecuación 3), ya que es el CO el que, mayoritariamente, reduce los óxidos bajo tales condiciones.



A bajas temperaturas, el dióxido de carbono es estable en la fase gaseosa, pero a altas temperaturas este reacciona con el carbono para producir monóxido de carbono; esta reacción es completa cerca de los 100°C, es decir, en dicho punto se encuentra 100% CO y 0% CO<sub>2</sub>. [9].

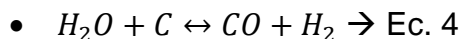
La reducción se inicia cuando la carga alcanza una temperatura superior a los 700°C. Los sólidos son calentados a la temperatura de reducción por el flujo de gases calientes en contracorriente. La materia volátil es liberada del carbón durante el calentamiento y es transportada por el gas de escape del horno. Al comenzar la reacción de gasificación se empieza a generar CO, lo cual hace que se suministre calor adicional al proceso por medio de la combustión de la materia volátil y de este CO [14].

En esta zona es importante mantener un perfil de temperatura uniforme y una atmósfera neutra o ligeramente reductora sobre el lecho, lo cual se hace por medio del control de flujo de aire y de la relación aire/gas natural [14].

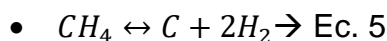
Para obtener unas condiciones de operación adecuadas en el proceso de calcinación y en el posterior proceso de fusión reductora se debe tener un control sobre la cantidad de carbón que se debe adicionar. Para esto en CMSA el método se basa en el control de la composición de la escoria, donde se tiene en cuenta sobre todo el hierro vs la relación sílice/magnesio, buscando mantener una escoria con buena fluidez y punto de fusión que permita mantener la integridad del horno eléctrico en el proceso de fusión reductora [1].

En la etapa de calcinación, además de la reacción de gasificación, se dan otro tipo de reacciones como la de evaporación del agua superficial o mecánica, pues como se había mencionado anteriormente la deshidratación ocurre una parte en el secador y otra en el calcinador (Ecuación 2).

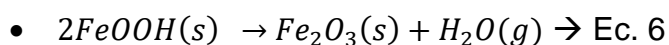
La reacción del carbono con el vapor de agua desprendido para formar hidrógeno, como se observa en la Ecuación 4.



La formación parcial de hidrógeno debido a la descomposición de parte del metano que no reacciona con el oxígeno bajo condiciones reductoras (Ecuación 5).



Pérdida del agua química de la goethita a temperaturas superiores a los 300°C, es una reacción endotérmica y requiere 80 Kcal/mol de goethita (Ecuación 6).



Descomposición de la garnierita, que es uno de los principales componentes de las lateritas. Se descompone por encima de los 600°C a piroxeno (Ecuación 7) o por encima de 800°C en olivino (Ecuación 8), según las condiciones de reducción y los contenidos de hierro y níquel, perdiendo su agua de hidratación:

- $2(NiO, MgO)_3(SiO_2 \cdot 2H_2O) \rightarrow (NiO, MgO) + 2(NiO, MgO)SiO_2 + 2H_2O \rightarrow$  Ec. 7
- $2(NiO, MgO)_3(SiO_2 \cdot 2H_2O) \rightarrow 3(NiO, MgO)_2 \cdot SiO_2 + SiO_2 + 2H_2O \rightarrow$  Ec. 8

Las transformaciones de la garnierita son importantes ya que la formación de olivinos o piroxenos influye de manera directa sobre la facilidad o no de la reducción del mineral laterítico de níquel. En el caso del olivino, este dificulta el avance de la reducción ya que es una fase refractaria difícil de reducir a altas temperaturas y fuertes atmósferas reductoras, mientras que el piroxeno por su lado facilita la reducción [1, 9, 13].

Dentro de las reacciones que se pueden dar en el calcinador se encuentra también la descomposición de los carbonatos, como la siderita presente en el mineral, que mediante calentamiento se descompone en wustita y dióxido de carbono, a temperaturas mayores de 620-650°C (Ecuación 9).

- $FeCO_3 \rightarrow FeO + CO_2 \rightarrow$  Ec. 9

La wustita presente en contacto con la sílice puede formar fayalita por medio de una reacción exotérmica que genera 2,98 Kcal/mol de FeO (Ecuación 10). La formación de esta fase no es conveniente debido a su refractariedad y al bajo punto de fusión, lo que puede llevar a problemas de sinterización en la calcina [9].

- $2FeO + SiO_2 \rightarrow 2FeO \cdot SiO_2 \rightarrow$  Ec. 10

Otras reacciones que se llevan a cabo dentro del calcinador son las reacciones de reducción, que son reacciones por medio de las cuales se elimina total o parcialmente el oxígeno de los óxidos. Estos óxidos pueden ser descompuestos por medio de agentes reductores que pueden ser carbono, monóxido de carbono e hidrógeno [1].

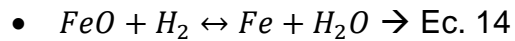
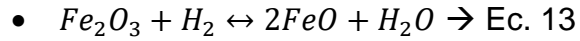
Reducción de la hematita a magnetita a temperaturas mayores a 400°C (Ecuación 11).

- $3Fe_2O_3 + CO \rightarrow 2Fe_3O_4 + CO_2 \rightarrow$  Ec. 11

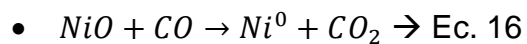
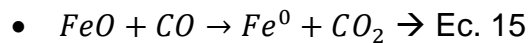
Reducción de la magnetita a wustita a temperaturas entre 500 y 800°C (Ecuación 12)

- $Fe_3O_4 + CO \rightarrow 3FeO + CO_2 \rightarrow$  Ec. 12

Reducción de los óxidos de hierro por otros agentes reductores, como se observa en las ecuaciones 13 y 14.



El tipo de reducciones de hierro y níquel con otros agentes reductores no ocurren en los calcinadores de Cerro Matoso S.A. ya que estas requieren de temperaturas muy elevadas. Las que se llevan a cabo en estos calcinadores son las mostradas en las ecuaciones 15 y 16, que se realizan con monóxido de carbono y se empiezan a dar alrededor de los 800°C.



## **5. METODOLOGÍA**

En el presente capítulo se describen las etapas por medio de las cuales se llevó a cabo el desarrollo del proyecto.

### **5.1 DIAGNÓSTICO INICIAL DEL CALCINADOR**

Con el fin de determinar las condiciones en las que se encontraba el calcinador antes de iniciar el proyecto se hizo una recopilación de datos con ayuda del sistema PI, un software que permite ver el comportamiento de cada una de las variables que se trabajan en la planta desde años anteriores. Con esto se hizo un análisis de las variables más importantes del calcinador que podían afectar el comportamiento de la temperatura de calcina para así poder trabajar con base en estos resultados.

### **5.2 ANÁLISIS DE DIAGRAMAS DE ÁRBOL CAUSA-RAÍZ Y MEDIOS-FINES**

Los árboles de causa-raíz permiten analizar todas las posibles causas que llevan a encontrar la raíz de un problema determinado para de esta manera encontrar las diferentes formas de afrontarlo. Razón por la cual antes de iniciar el presente proyecto se desarrolló un diagrama causa-raíz en donde se presentan según el diagnóstico del calcinador las posibles causas por las cuales se están dando pérdidas económicas en CMSA debido a las bajas temperaturas obtenidas en el calcinador de la línea 1 de producción y a la alta formación de anillos y costras que se dan en este.

Con base en esto se desarrolló también un diagrama medios-fines. Ambos se pueden observar de forma detallada en los anexos 1 y 2, allí se muestran cada una de los pasos que se podrían realizar para llegar a una solución del problema raíz que se está abarcando. Es importante aclarar que no todas las soluciones planteadas se encuentran dentro del alcance del presente trabajo pero que si pueden servir como punto de referencia para trabajos posteriores.

### **5.3 AJUSTE DE PARÁMETROS OPERATIVOS**

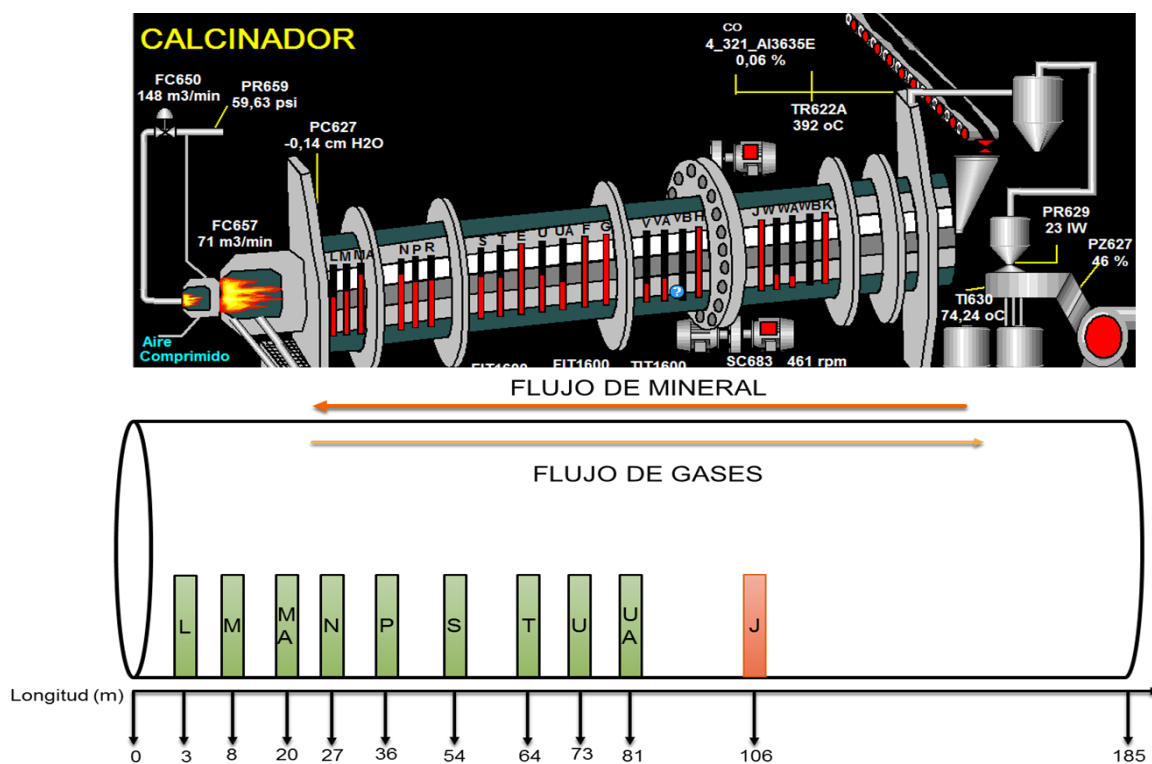
Con el fin de lograr un aumento en la temperatura de calcina teniendo cuidado de evitar un aumento en la formación de costras se hicieron modificaciones en la forma en la que se trabajaban ciertas variables de operación. A continuación, se presenta cada uno de los parámetros que fue modificado y se explica con qué fin se realizaron cada una de las modificaciones e implementaciones.

### 5.3.1 Implementación de una lógica de control que relaciona el flujo de gas natural con la temperatura de gases de combustión en el metro 106 (TR600J)

En la operación del calcinador KN01 se tienen implementadas ciertas lógicas de control, es decir, un conjunto de operaciones que determinan el orden de ejecución de las instrucciones de un programa y que leen datos para tomar acción sobre ellos según hayan sido programadas. En la operación del calcinador estas lógicas de control son conocidas como controles de medio fuego.

En la Figura 7 se puede observar un esquema del calcinador KN01, allí se muestra por donde ingresa el mineral y cómo están ubicadas cada una de las termocupas encargadas de medir temperaturas de gases de combustión y de mineral dentro del calcinador. Esta figura permite ubicar de manera más clara las termocupas a las cuales se le tienen los controles de medio fuego, que son la TR600S, TR600P, TR600MA y TR600M, y la termocupla de gas de combustión a la cual se le desea implementar una nueva lógica de control que es la TR600J.

Figura 7. Esquema del calcinador KN01.



Tomado del sistema de información interna PI de CMSA.

Los controles existentes comparan los valores de temperatura de proceso con valores de referencia (valores de medio fuego) ajustados por el operador vía DCS (Sistema de control distribuido) quien toma acción cuando se superan dichos valores por más de 5 minutos disminuyendo el flujo de gas natural en 5m<sup>3</sup>/min. Ésta acción puede ejecutarse sucesivamente hasta una máxima disminución acumulada de 30m<sup>3</sup>/min. Lo que se buscaba con esto era evitar un sobrecalentamiento del calcinador y así disminuir el riesgo de formación de anillos y costras. Como el control se hacía era sobre las termocuplas de mineral (TR600S, TR600P, TR600MA y TR600M) cuando la lógica de control se activaba y tomaba acción ya era demasiado tarde debido a que cuando se hace una inyección de gas natural esta no se ve reflejada de manera inmediata en el mineral pues requiere de un tiempo determinado para que se dé la transferencia de calor, ya que primero se calientan los gases de combustión y después por transferencia de calor sí el mineral, haciendo que cuando esto ocurra y sea detectado, las temperaturas ya hayan superado los valores establecidos y sea tarde para tomar acción.

Por esta razón se determinó que si se realizaba el control con una de las termocuplas de gases de combustión iba a ser más eficiente la acción de la lógica de control ya que las temperaturas de la fase gaseosa responden casi instantáneamente a los cambios en el flujo de gas natural y de esta manera se actuaría antes de que el calor fuese transferido al mineral de manera incontrolada y éste superara las temperaturas de sinterización, por lo que se considera que las termocuplas de gases de combustión son una mejor referencia para evitar excesos de energía radiante y formación de anillos en la zona de la llama.

Se estableció que la lógica de control que se instalara debía regular de manera oportuna la cantidad de energía radiante suministrada por la llama del quemador al mineral en los metros 20 a 27 del calcinador KN01 (termocuplas TR600MA y TR600N), para así minimizar la probabilidad de formación de anillos y costras que obligan a detener la operación continua, además, esta lógica de control debía estar configurada de tal manera que regulara el flujo de gas natural al quemador del KN01 con base en la respuesta de la termocupla de gases de combustión TR600J (metro 106), manteniendo en control la temperatura de calcina requerida por el proceso de reducción y fusión en el horno eléctrico FC01.

Históricamente se ha observado que los calentamientos excesivos del mineral en la zona de la llama se ven venir cuando la pendiente  $\Delta T/\Delta t$  es alta (T temperatura de mineral y t tiempo), pero por los tiempos de respuesta del calentamiento del mineral es difícil la correlación con el flujo de gas natural que es la variable manipulable, siendo ésta la razón para implementar el control de medio fuego con base en una termocupla de gases de combustión (TR600J).

Las premisas del diseño del control de medio fuego con base en la termocupla de gases de combustión son las siguientes:

1. La variable medida, de entrada o *Process Variable* (PV) que será continuamente monitoreada, además del valor de temperatura actual TR600J, es el cálculo de la pendiente  $\Delta TR600J/\Delta t$  con  $\Delta t = 1 \text{ min}$ . El valor de esta pendiente calculada debe generar una acción cuando sobrepase un determinado valor de referencia o  $(\Delta TR600J/\Delta t)_{crítico}$ . Dicha acción es corregir el flujo de gas natural para que la pendiente de calentamiento entre en control es decir  $(\Delta TR600J/\Delta t) \leq (\Delta TR600J/\Delta t)_{crítico}$ . Estadísticamente pudo verificarse que el parámetro  $(\Delta TR600J/\Delta t)_{crítico}$  toma valores diferentes en operación estable y en rampa de arranque, por lo tanto se requiere programar el control de medio fuego para que tome el valor de referencia adecuado según la condición real de operación. Dichas condiciones se definen de la siguiente forma:

- Período de Arranque: tiempo comprendido entre inicio de alimentación (carga seca al KN01 > 10DTPH) y carga seca al KN01  $\geq 150$ DTPH por 1h.
- Operación Estable:  $t > 1$ h con carga al calcinador >150DTPH

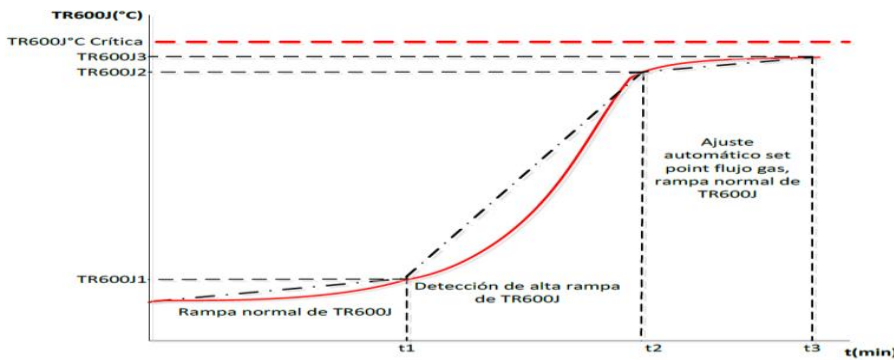
2. Se establece un control de medio fuego para la TR600J similar al de las temperaturas de mineral. El valor de medio fuego se ajusta en valores ligeramente diferentes para condiciones de arranque (750°C) y condiciones de operación estable (740°C), estos valores se consideran temperaturas críticas de gases de combustión ( $TR600J_{Crítico}$ ), por lo tanto, se debe activar el descenso automático del flujo de gas natural en 5m<sup>3</sup>/min.

3. La interacción de los controles con las variables de entrada y TR600J genera 3 casos posibles:

1. Si  $TR600J < TR600J_{Crítico}$  y  $(\Delta TR600J/\Delta t) < (\Delta TR600J/\Delta t)_{crítico}$ , no se toma ninguna acción.
2. Si  $TR600J < TR600J_{Crítico}$  y  $(\Delta TR600J/\Delta t) > (\Delta TR600J/\Delta t)_{crítico}$  por 2min, se corrige el flujo de gas natural con base en el valor de la pendiente  $(\Delta FC650/\Delta TR600J)_{seguro} = FC650_2 - FC650_1 / TR600J_2 - TR600J_1$  establecida por correlación y que representa un límite seguro para garantizar calentamiento sin formación de anillos. Este *set point* de flujo de gas natural es corregido en el lazo de control ( $FC650_2$ ) y se le muestra un mensaje al operador del KN01 en el cuarto de control central vía DCS: "rampa crítica de calentamiento en TR600J". Esta interacción se explica de manera gráfica por medio de las figuras 8 y 9, allí

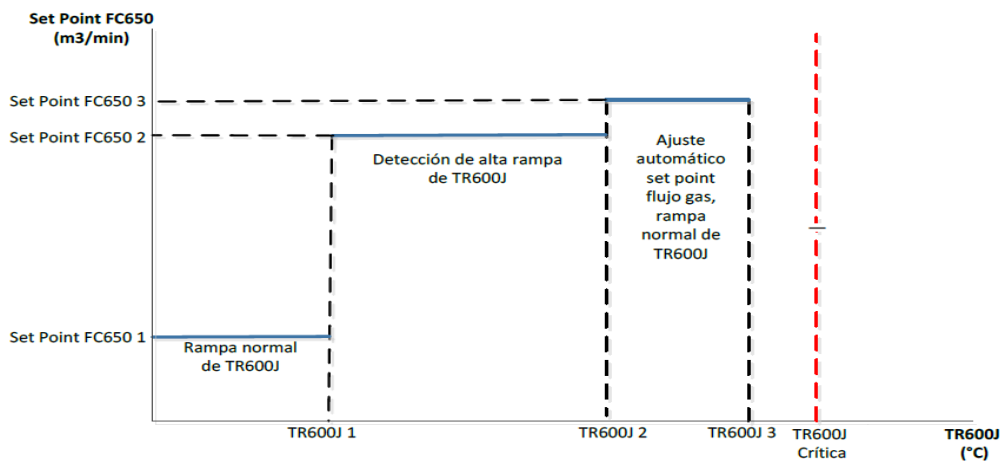
se observa que para una rampa de calentamiento normal se tiene un *set point* de flujo de gas natural establecido, y que cuando se detecta la alta rampa de calentamiento, por un alto valor de la pendiente, se detecta también un cambio en dicho *set point* de flujo de gas, haciendo que este valor con el que se venía trabajando se modifique de acuerdo al valor de la pendiente mencionado anteriormente, teniendo como resultado nuevamente una rampa de calentamiento normal.

**Figura 8.** Comportamiento de rampa de calentamiento de la temperatura J vs tiempo.



Fuente propia.

**Figura 9.** Comportamiento *set point* FC650 vs Termocupla TR600J.



Fuente propia.

- Si  $TR600J > TR600J_{Crítico}$  por 2min sin importar el valor de  $\Delta TR600J/\Delta t$  el control debe reducir automáticamente  $5m^3/min$  en FC650 y esperar 5min para volver a actualizar TR600J y definir si actúa según casos 1,2 o 3.

Teniendo en cuenta la combinación de casos posibles para el control de medio fuego con base en TR600J, es importante definir los valores de referencia de:

1. TR600JCrítico
2.  $(\Delta TR600J/\Delta t)$ crítico
3.  $(\Delta FC650/\Delta TR600J)$ seguro

Para éste fin se analizaron estadísticamente 21 eventos de formación de costras en el KN01 durante el FY14, de los cuales 15 ocurrieron durante operación estable (carga al calcinador >150DPTH por  $t > 1h$ ) y 6 durante arranques del sistema. Los resultados estadísticos se resumen en la Tabla 2.

**Tabla 2. Resumen resultados estadísticos de eventos de formación de costras en el KN01 durante el FY14.**

Tipo de evento	TR600JCrítico °C	$\Delta TR600J/\Delta t$ Crítico (°C/min)	$\Delta FC650/\Delta TR600J$ Crítico °C/(m3/min)
Operación estable	740	6,5	1,9
Arranque	750	9,4	3,3
<b>Fuente propia. Los datos usados fueron tomados del sistema de información interna PI de CMSA.</b>			

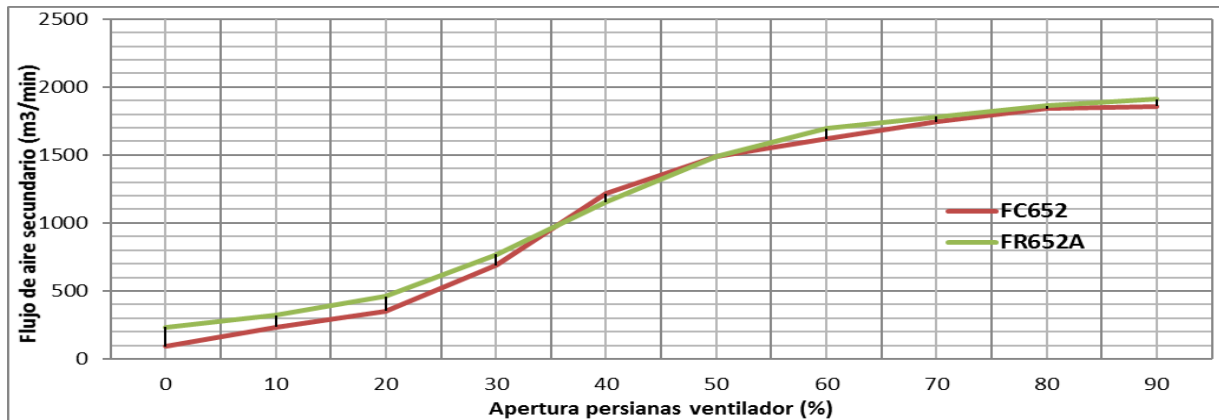
### 5.3.2 Eliminación de uno de los medidores de flujo del aire secundario

El calcinador KN01 trabajaba de manera alterna con dos medidores de flujo de aire secundario, uno de dispersión térmica y uno ultrasónico, debido a su funcionamiento no dan resultados exactamente iguales. En el caso del medidor de flujo ultrasónico este mide la velocidad del flujo por la diferencia de velocidad del sonido al propagarse en el sentido del flujo y en sentido contrario. Por otro lado, el medidor de flujo de dispersión térmica basa su funcionamiento en la relación existente entre el calor de convección y el flujo másico, opera mediante transferencia de calor entre el gas y el sensor, se lleva a cabo a nivel molecular y proporciona una lectura directa y rápida de la rata de flujo másico, eliminando la necesidad de separar las entradas de presión y temperatura.

Usualmente durante la operación se trabajaba con los dos medidores según criterio del operador, es decir, cada operador podía decidir trabajar con el que mejor le pareciera, causando inestabilidad en el proceso puesto que a pesar de que los dos medidores tienen una correspondencia aceptable como se muestra en la Figura 10, estos varían un poco el uno con respecto al otro haciendo que dependiendo de con cuál se estuviera trabajando se abrieran o cerraran más las persianas lo que llevaba a una entrada de aire

incontrolada causando que la relación aire/gas natural con la que se estaba trabajando no fuera confiable y por tanto no se pudiera predecir lo que iba a ocurrir con las temperaturas dentro del calcinador.

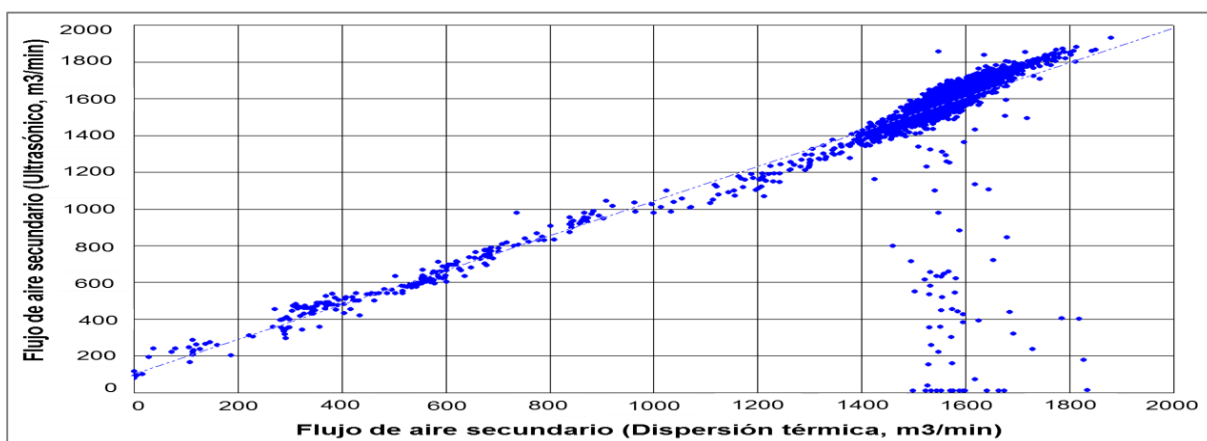
**Figura 10.** Mediciones flujo de aire secundario con los medidores de flujo ultrasónico (FR652A) y de dispersión térmica (FC652).



Fuente propia.

Se hizo un estudio durante un mes del comportamiento de cada uno de los medidores de flujo y se graficaron en un diagrama XY obteniendo los resultados que se muestran en la Figura 11. Aquí se puede observar de manera clara que a pesar que en el rango de 1400 a 1800 m<sup>3</sup>/min el medidor de flujo ultrasónico muestra un alto grado de correspondencia con el medidor de flujo de dispersión térmica presenta a su vez caídas recurrentes de flujo causando inestabilidad en el proceso, pues llega a valores hasta de cero.

**Figura 11.** Correspondencia existente entre los medidores de flujo ultrasónico y de dispersión térmica.



Fuente propia.

En operación normal el calcinador KN01 está trabajando con flujos entre 1400 y 1800 m<sup>3</sup>/min donde se comporta mejor el medidor de flujo de dispersión térmica, por lo cual se determinó que sólo éste sería usado durante la operación a menos que su funcionamiento presentara fallas y fuera totalmente necesario el uso del medidor de flujo ultrasónico; por lo cual quedó definido que el medidor de flujo ultrasónico sólo sería usado en caso de emergencia y estaría bloqueado su uso en operación normal, para de esta manera lograr estabilidad en el proceso.

### **5.3.3 Modificación y automatización de la velocidad de rotación del calcinador**

Por años, la operación del calcinador KN01 no permitía que la velocidad de rotación del calcinador estuviera dentro de las variables a modificar por el operador, sino que se mantenía prácticamente constante, ya que se creía que esto causaba más inestabilidad en el proceso, aumentando la formación de costras y haciendo que fuera cada vez más difícil mantener una buena temperatura. Esto ocurría debido a que los operadores la usaban para controlar la temperatura de la siguiente manera: si se veía que la temperatura de calcina estaba baja, se bajaba la velocidad de rotación del calcinador con el fin de aumentar el tiempo de residencia del mineral para que así éste tuviera más tiempo para calentarse; si por el contrario el mineral se estaba calentando demasiado, se aumentaba la velocidad de rotación del calcinador para que se diera el efecto contrario, es decir, para que el tiempo de residencia fuera menor y así el mineral no tuviera la oportunidad de calentarse tanto. Con esta práctica se hacía que el calcinador fuera más propenso aún a la formación de costras ya que se formaban vacíos dentro de éste debido al cambio en la cama del mineral; y controlar de manera adecuada el perfil de temperatura con una cama no homogénea es una tarea casi imposible.

Este problema no se solucionó del todo cuando se fijó una velocidad de rotación constante, ya que mientras el calcinador estaba sin cambios en la alimentación fijada para operación normal, esta práctica funcionaba bien, pero si por algún motivo era necesaria la modificación del *set point* de alimentación ya no funcionaba de igual manera pues el espesor de la cama interna de material en el calcinador cambiaba y el perfil de temperatura que se estaba manejando ya no iba a funcionar, pues si se bajaba la alimentación, a la misma velocidad de rotación, la cama iba a ser mucho más delgada y se daban sobrecalentamientos que llevaban a la formación de costras, hecho que se pudo comprobar durante un cese de actividades en el que el calcinador tuvo que operar a baja carga.

Con base en este problema y con el fin de mantener una operación estable sin importar la condición, se hizo el cálculo de la velocidad de rotación que debía tener el calcinador según las ecuaciones 17 y 18 encontradas en las referencias [11,15], de las cuales se pudieron obtener las ecuaciones 19 y 20 que permitieron calcular la velocidad de rotación adecuada a la cual debía rotar el calcinador dependiendo de la alimentación que tuviera. Un ejemplo de cálculo se muestra en el Anexo 3.

$$\emptyset = \frac{m}{\dot{m}} [h] \rightarrow \text{Ec. 17} \quad \emptyset = \frac{0.19*L}{SDN} [min] \rightarrow \text{Ec. 18}$$

$$N = \frac{0.19*L}{SD\emptyset} [rpm] \rightarrow \text{Ec. 19} \quad N = \frac{0.19*L*\dot{m}}{SDm*60} [rpm] \rightarrow \text{Ec. 20}$$

Donde:

$\emptyset$  = Tiempo de residencia

$S$  = Inclinación del calcinador

$m$  = Masa (toneladas dentro del calcinador)

$D$  = Diámetro del calcinador

$\dot{m}$  = Flujo másico (toneladas/h)

$N$  = Velocidad de rotación del calcinador (rpm)

$L$  = Longitud del calcinador (metros)

Se tomó como base la velocidad de rotación actual del calcinador para una alimentación de 183 DTPH (toneladas por hora en base seca) y se calcularon las respectivas velocidades de rotación para los cambios de alimentación típicos en CMSA. Los resultados se muestran en la Tabla 3.

**Tabla 3.** Velocidad de rotación a la cual debe trabajar el calcinador KN01 para una alimentación dada.

Carga (DTPH)	Velocidad de rotación KN01 (RPM)	Velocidad de rotación motor (RPM)	Tiempo Residencia (h)
183	0,65	460	3,7
175	0,62	440	3,9
170	0,61	427	4,0
166	0,59	417	4,1
160	0,57	402	4,2
150	0,53	377	4,5
130	0,46	327	5,2
100	0,36	250	6,7
<b>Fuente propia.</b>			

En la Tabla 3 se observa que entre menor es la carga alimentada al calcinador, el tiempo de residencia que ésta carga permanece dentro del calcinador es mayor, esto ocurre porque como se quiere lograr tener una cama homogénea sin importar la alimentación, es necesario mantener el material más tiempo dentro del calcinador cuando se trabajan bajas ratas de alimentación para que se forme la misma cama con la que se venía trabajando cuando la rata de alimentación era alta.

Además de esto, con el fin de reducir los errores por causas humanas se automatizó la variación en la velocidad de rotación para que cada vez que se diera un cambio en el *set point* de alimentación el sistema tomará acción y modificara la velocidad de rotación del calcinador según este cambio. Esto se hizo ya que como la velocidad de rotación se mantuvo constante 11 años aproximadamente y los operadores no estaban acostumbrados a moverla, se evitara que por causa de olvido no se modificara y nuevamente se diera lo que ocurría antes.

#### **5.3.4 Implementación de aplicación para cálculo de temperatura de sinterización**

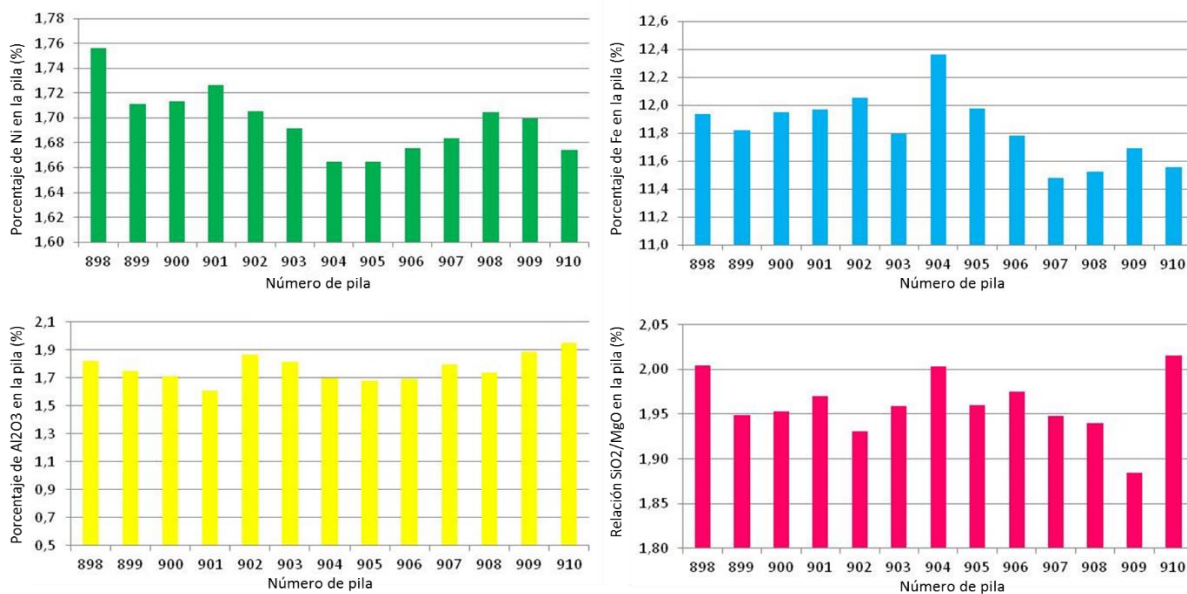
Debido a los constantes cambios en composición que se dan en cada pila, como se observa en la Figura 12 y con base en estudios realizados anteriormente [6], donde se encontró que la temperatura de sinterización cambia con la composición y que la más baja es la de los finos que provienen de los secadores, se llegó a la conclusión que esta temperatura es un factor muy importante para evitar la formación de costras, ya que el calcinador se encostra debido a esto, a que la temperatura de los finos es mucho menor que la temperatura del clasificado, entonces si no se alcanza la temperatura de sinterización de los finos, no se sinterizará el material y por tanto no se formarán anillos en el calcinador.

Teniendo en cuenta la última afirmación, se propuso desarrollar un programa que permitiera conocer la temperatura de sinterización con cada cambio de composición que se diera en la pila para así ajustar los respectivos medio fuegos de control que se tienen en el calcinador y evitar un sobrecalentamiento que llevara a la formación de costras.

Para la creación del nuevo programa, se hizo uso del programa Factsage®, ver. 6.4/2013, que permite calcular las curvas de *liquidus* de un mineral dependiendo de su composición química. En el Anexo 4 se muestra un ejemplo de las curvas obtenidas por medio del programa Factsage en las cuales se basaron los cálculos realizados para el desarrollo

de la programación en Visual Basic y el procedimiento realizado para obtener estas curvas.

**Figura 12.** Composición química de diferentes pilas.

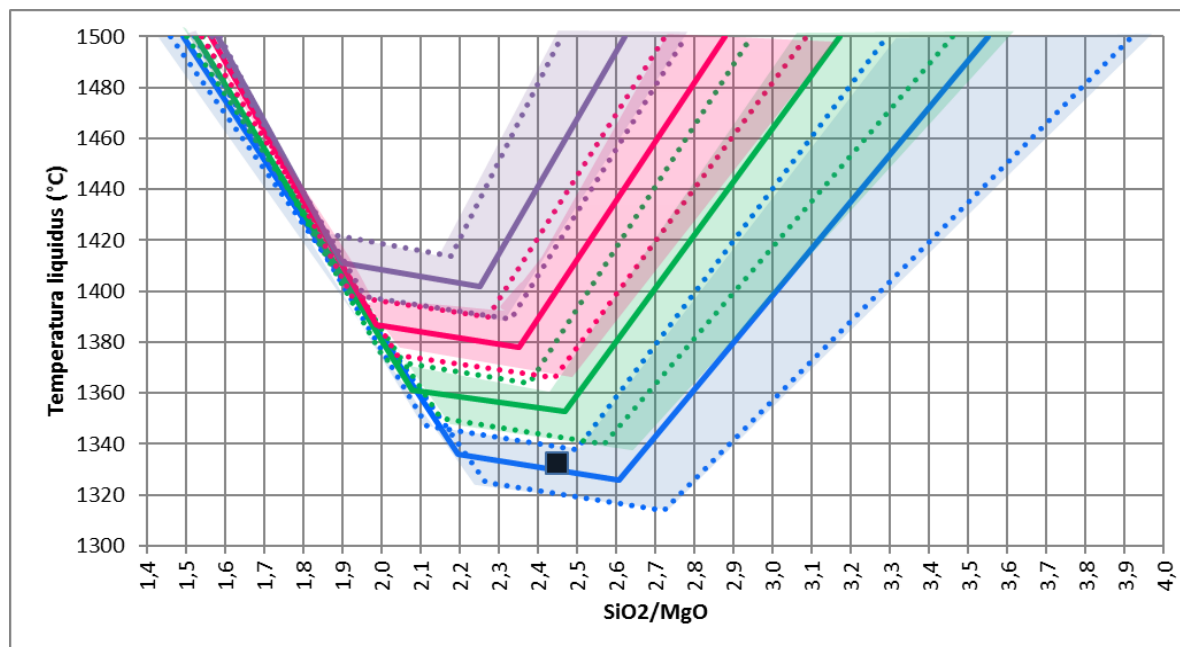


Fuente propia. Datos tomados del sistema de información interna PI de CMSA.

Luego de obtenidas las curvas en Factsage se usaron los datos correspondientes y se trazaron las curvas en Excel®, ver. 2.0.1/2015, obteniendo las curvas mostradas en la Figura 13. De cada una de éstas se halló la ecuación correspondiente y esto fue lo que se usó para la programación en Visual Basic. El código completo se puede ver en el Anexo 5.

Inicialmente se propuso que el programa realizado calculara la temperatura de sinterización del mineral sin tomar ninguna acción, sino que sirviera como base para que los operarios estuvieran enterados del valor en el que se encontraba dicha temperatura y controlaran el perfil de temperatura para evitar que esta fuera superada. Sin embargo, más adelante se vislumbró la posibilidad de ampliarlo creando un modelo predictivo que calculara también el perfil térmico que debía trabajarse a lo largo del calcinador para que en ningún punto se superara dicha temperatura y así poder trabajar en un rango seguro que permitiera garantizar la no formación de costras dentro del calcinador. Esto permitiría que los operadores trabajasen de manera adecuada desde la parte de atrás del calcinador y no sólo al final, en la zona de calcinación, cuando ya es demasiado tarde para actuar y se han superado las temperaturas.

**Figura 13.** Curvas *liquidus* obtenidas en Excel®, ver. 2.0.1/2015, con base en las curvas *liquidus* mostradas por Factsage®, ver. 6.4./2013.



Fuente propia.

Para la creación del modelo predictivo, se hizo un análisis de correlación con ayuda de Excel, el cual se muestra en la Tabla 4. Los datos usados fueron tomados de PI con intervalos de 1 minuto en periodos de operación estable. En la tabla se observa que las termocupas tienen una alta correlación entre ellas, de valores muy cercanos a uno y teniendo los valores más altos con su termocupla inmediatamente anterior.

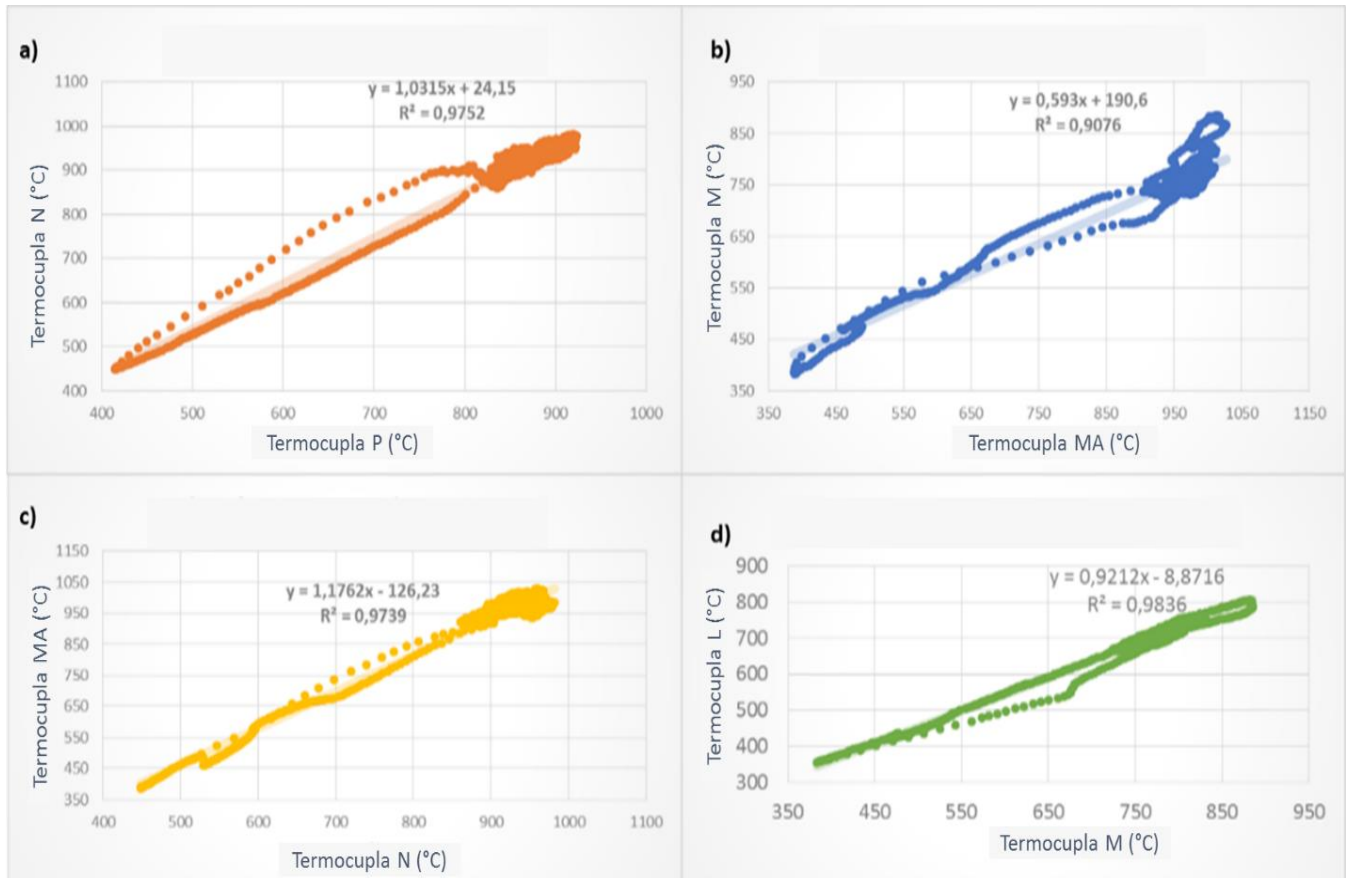
**Tabla 4.** Análisis de correlación de termocuplas calcinador KN01.

	UA	U	T	S	P	N	MA	M	L
UA	1								
U	0,975	1							
T	0,951	0,988	1						
S	0,903	0,958	0,981	1					
P	0,913	0,961	0,973	0,974	1				
N	0,865	0,927	0,949	0,963	0,988	1			
MA	0,856	0,918	0,941	0,956	0,97	0,987	1		
M	0,811	0,866	0,88	0,912	0,907	0,927	0,953	1	
L	0,851	0,898	0,903	0,922	0,919	0,926	0,947	0,992	1

**Fuente propia. Los datos usados para el análisis fueron tomados del sistema de información interna PI.**

Con base en esto, se plantearon ecuaciones lineales simples de la forma  $y = mx + b$ , las cuales se obtuvieron al graficar pares de termocuplas (las más próximas entre ellas dentro del calcinador) obteniendo resultados como los mostrados en la Figura 14.

**Figura 14.** Relación encontrada entre pares de termocuplas, cada una de ellas nos muestra una relación lineal, representada por una ecuación de la forma  $y = mx + b$ . Todos los ejes están expresados en grados centígrados ( $^{\circ}\text{C}$ ).



Fuente propia.

Se esperaba que el programa además de permitir calcular el perfil de temperatura seguro a trabajar dentro del calcinador para evitar superar temperaturas de sinterización y por ende la formación de anillos y costras, sirviera también como base para justificar las bajas temperaturas en algunos casos, pues si la temperatura de sinterización es muy bajita, se tendrá que trabajar a bajas temperaturas a lo largo de todo el calcinador para evitar la formación de costras en este.

## 6. RESULTADOS Y DISCUSIONES

### 6.1 DIAGNÓSTICO INICIAL DEL CALCINADOR

En esta sección se da a conocer el análisis realizado de una serie de gráficas comparativas en las cuales se resumen datos encontrados en el sistema de información PI que maneja CMSA. Estas gráficas contienen datos desde el año financiero FY13 y hasta enero del año financiero FY15. Cada una de las gráficas fue elaborada en el presente trabajo y se realizaron con el fin de tener una idea de cómo se encontraban las variables operativas del calcinador antes de iniciar el proyecto.

Uno de los aspectos que se analizó es que la formación de costras siempre ha sido uno de los principales problemas en CMSA, sobretodo en la línea 1 de producción, razón por la cual en los últimos meses los operadores optaban por trabajar con baja temperatura para evitar la formación de costras llevando a un mayor consumo de energía en el horno eléctrico FC01, ya que en estos casos, el horno además de la energía que tiene que usar para realizar la fusión de la calcina, debe también aportar un exceso de energía para que se puedan completar las reducciones que no se dieron en el calcinador por bajas temperaturas.

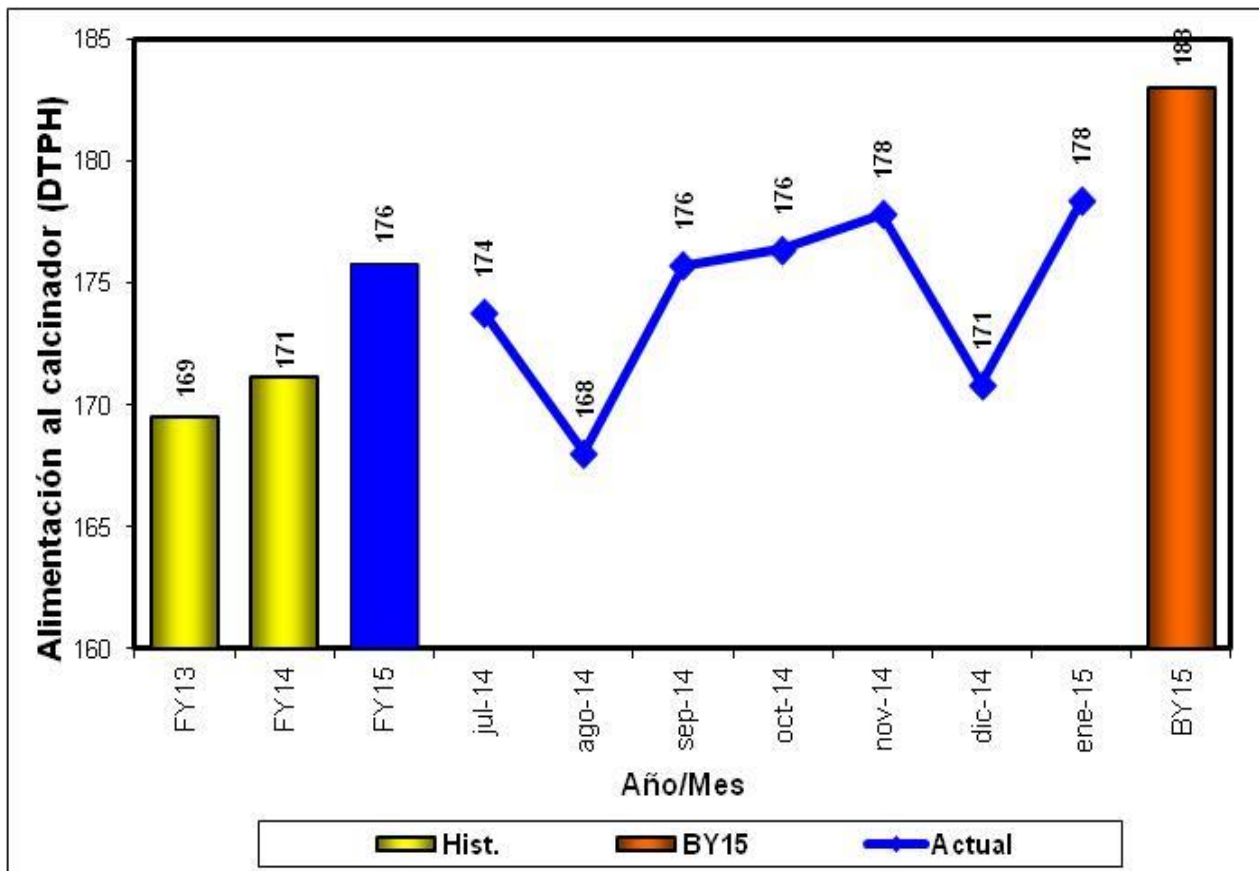
Las primeras figuras obtenidas mediante el diagnóstico inicial del calcinador y con base en las cuales se inició el análisis, son las que hacen referencia a la temperatura de calcina tomada en la termocupla M (metro 8 del calcinador KN01) y a las toneladas de níquel no producidas por formación de costras, mostradas en las figuras 2 y 3 respectivamente.

Por otro lado, en la Figura 15 se muestran las toneladas de mineral por hora en base seca alimentadas al calcinador KN01 desde el FY13 y hasta enero del FY15, allí se observa que con el paso de los años se ha logrado alimentar más toneladas por hora al calcinador, haciendo que se procese más material y por tanto se mejore la producción.

Si se compara la Figura 15, donde se muestran las toneladas de mineral que fueron alimentadas al calcinador, con la Figura 2, donde se muestra el comportamiento de la temperatura de salida de la calcina y se observa que esta temperatura ha venido disminuyendo de manera considerable desde el FY13, año en el que se obtuvo una temperatura promedio de 804°C y hasta el FY15, teniendo las temperaturas más bajas en septiembre de 2014 y enero de 2015 llegando a valores hasta de 756°C promedio mes, se ve que existe una relación indirecta, teniendo las temperaturas más bajas cuando la alimentación es mayor. Esto indica que no se ha encontrado el perfil óptimo de

temperatura para una alimentación mayor a la que se venía trabajando en años anteriores, pues lo esperado sería que sin importar la cantidad de material que se esté alimentando debido a las demandas de producción, la temperatura se mantuviera siempre alrededor de los mismos valores.

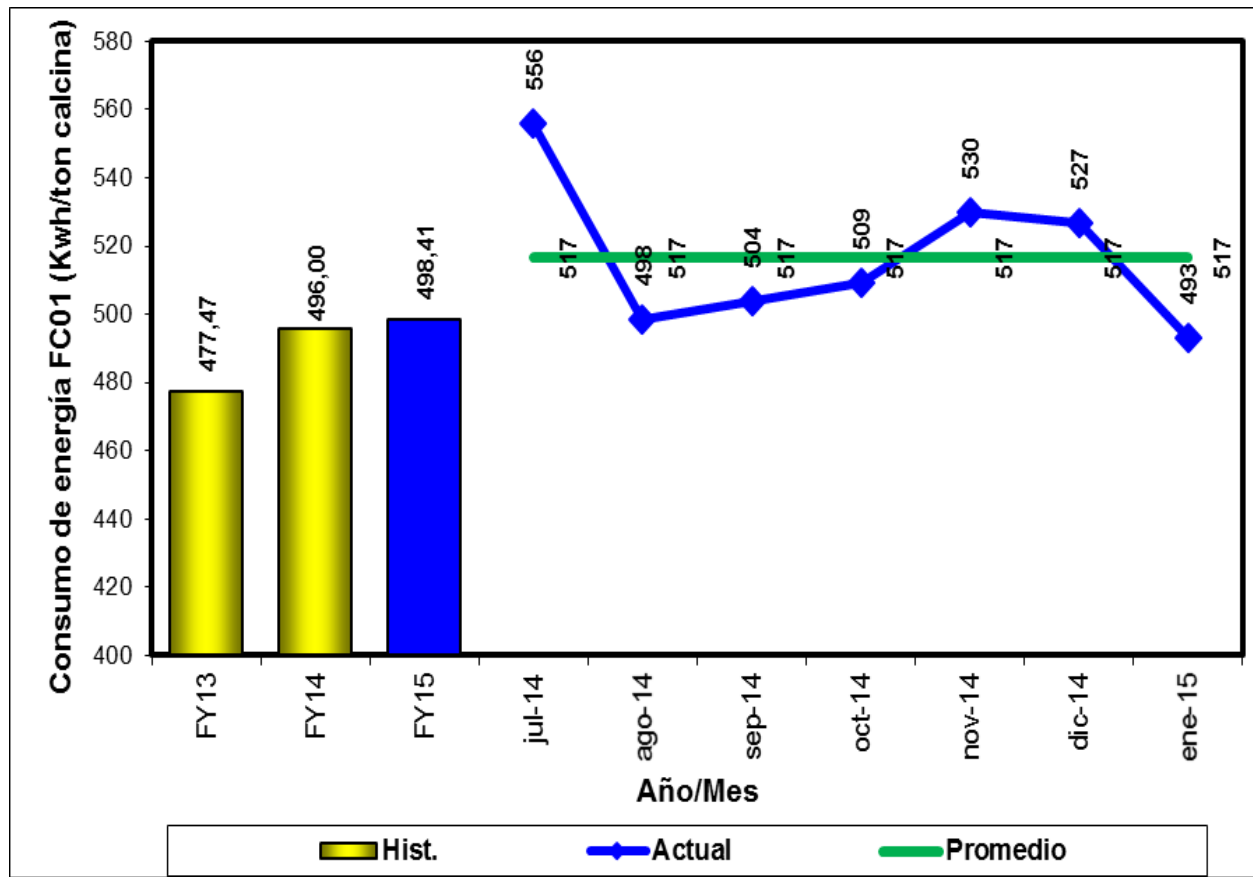
**Figura 15.** Toneladas por hora en base seca alimentadas al calcinador desde el FY13 y hasta enero del FY15.



Fuente propia. Datos tomados del sistema de información interna PI de CMSA.

En la Figura 16 se muestra el consumo de energía en el horno eléctrico (KWh por cada tonelada de calcina que entra a este). Es importante aclarar que la temperatura de calcina no es el único factor que hace que aumente o disminuya el consumo energético aguas abajo, en el horno eléctrico de arco, ya que este factor también se ve afectado por paradas programadas y no programadas del calcinador, paradas programadas y no programadas del horno eléctrico, retención de escoria, alta temperatura de *liquidus* de la escoria y la heterogeneidad de la forma como operan los operadores.

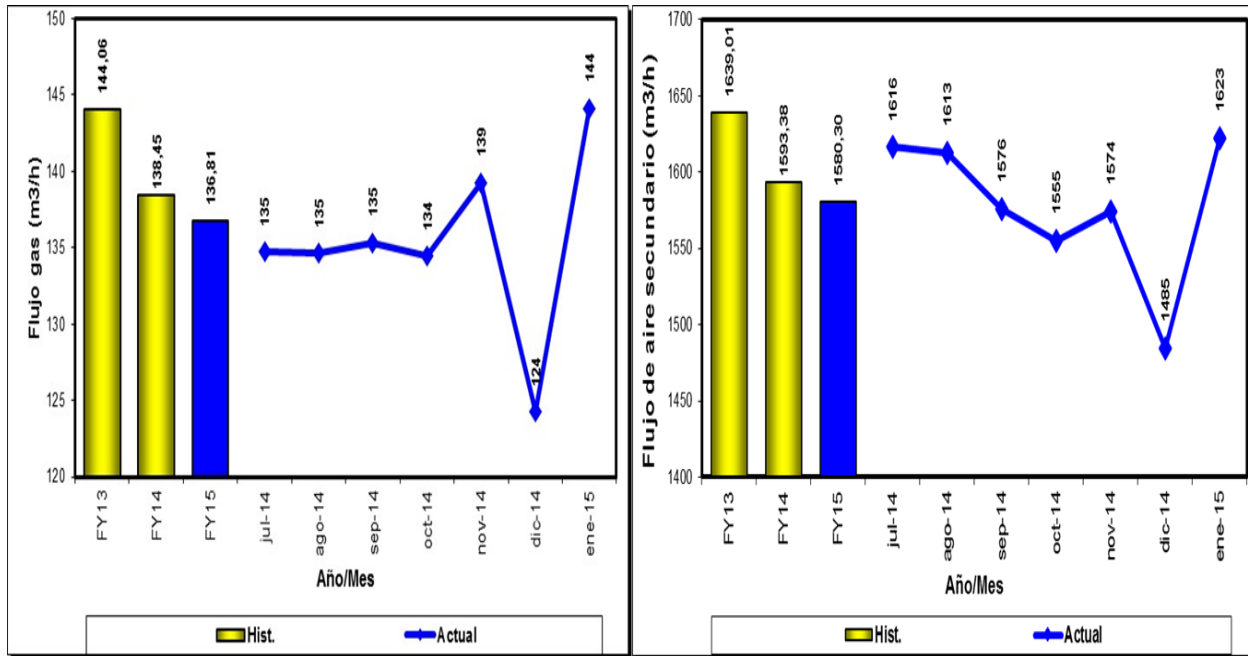
**Figura 16.** Consumo de energía en el horno eléctrico FC01 (KWh por cada tonelada de calcina alimentada) desde el FY13 y hasta enero del FY15.



Fuente propia. Datos tomados del sistema de información interna PI de CMSA.

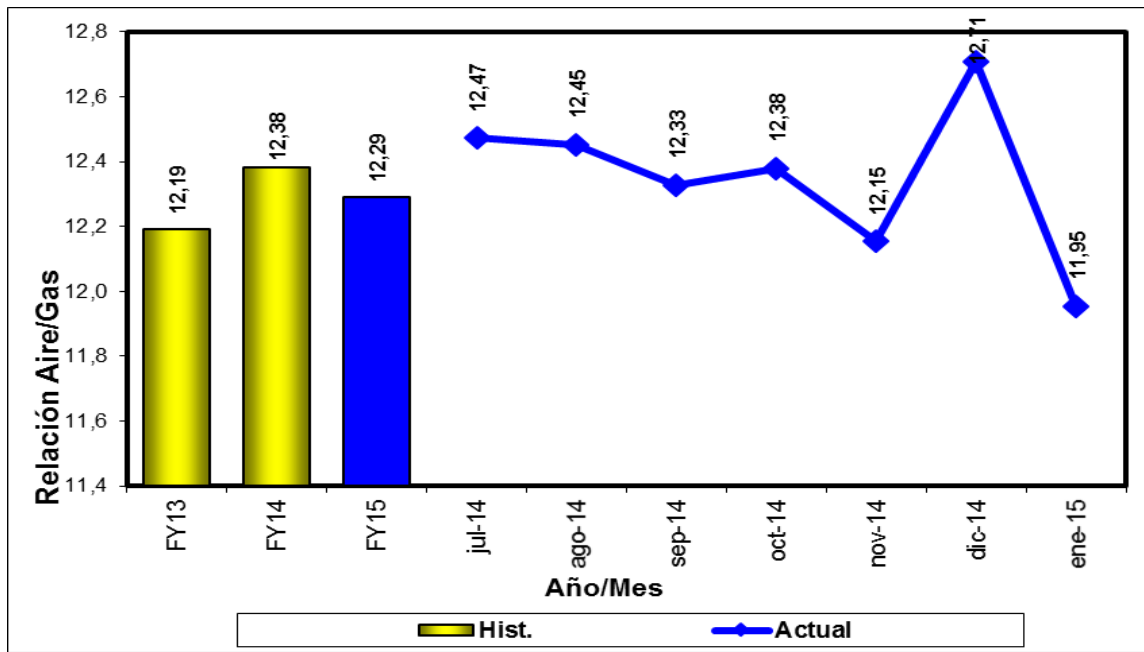
En la Figura 17 se puede observar la disminución en el consumo de gas natural que se ha dado a pesar que a medida que ha pasado el tiempo se ha dado un aumento en la alimentación al calcinado. Este fenómeno puede asociarse a la disminución en la temperatura de calcina, pues es el gas natural, por medio de la relación aire/gas natural el que ayuda a calentar el mineral por medio de los diferentes mecanismos de transferencia de calor. Sin embargo, como se pudo observar en la Figura 2, la formación de costras también ha venido aumentando, convirtiéndose en una limitante para el aumento de la temperatura y haciendo que a raíz de esto se disminuya el consumo de gas natural. No obstante, como se observa en la Figura 18 la relación aire/gas natural no ha cambiado de manera considerable a lo largo de estos años, por el contrario, se ha mantenido relativamente estable, esto debido a que como muestra en la Figura 17 el consumo de aire secundario también ha disminuido, lo que ha llevado a mantener la misma relación.

**Figura 17.** Flujo de gas natural (izquierda) y flujo de aire secundario (derecha) en m<sup>3</sup>/h desde el FY13 y hasta enero del FY15.



Fuente propia. Datos tomados del sistema de información interna PI de CMSA.

**Figura 18.** Relación Aire/Gas natural desde el FY13 y hasta enero del FY15.

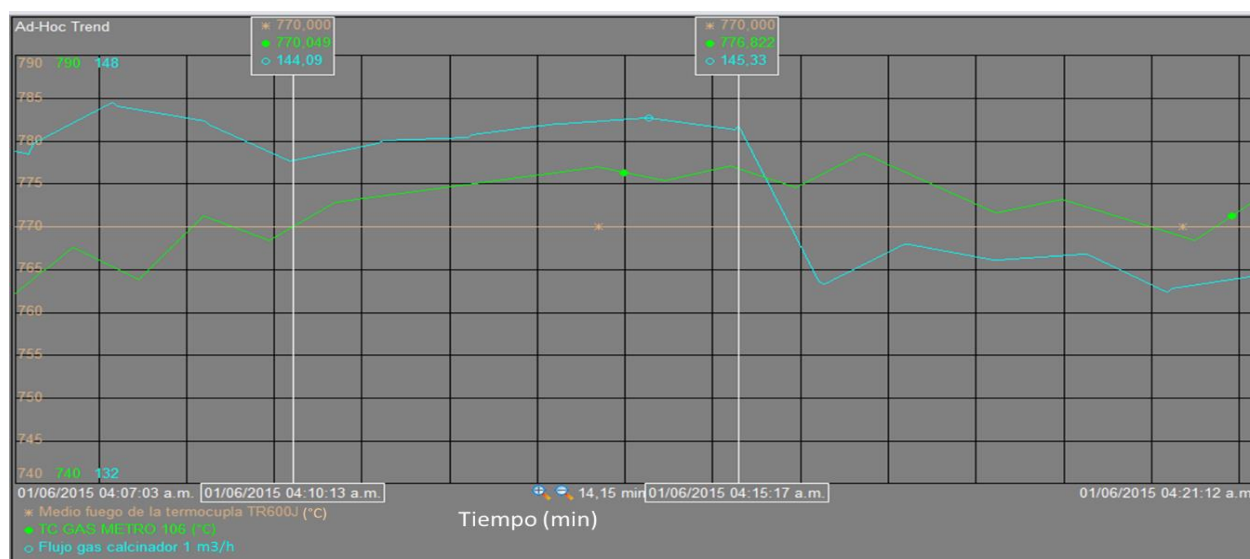


Fuente propia. Datos tomados del sistema de información interna PI de CMSA.

## 6.2 IMPLEMENTACIÓN DE UNA LÓGICA DE CONTROL QUE RELACIONA EL FLUJO DE GAS NATURAL CON LA TEMPERATURA DE GASES DE COMBUSTIÓN EN EL METRO 106 (TR600J)

El 5 de febrero del año 2015 se hizo efectiva la implementación de la lógica de control que relaciona el flujo de gas natural con la temperatura de gases de combustión en el metro 106 del calcinador, haciendo que con base en el valor del medio fuego de esta termocupla tome acción sobre el flujo de gas natural. En la Figura 19 se muestra una prueba realizada en donde se confirma que la lógica de control toma acción y baja gas natural cuando la temperatura de la termocupla supera la temperatura del medio fuego por más de 5 min.

**Figura 19.** Acción de bajar gas natural tomada por la lógica de control. En el eje Y se pueden observar 3 escalas diferentes que representan la temperatura de gas de combustión en la termocupla J, la cual se da en °C (color verde), el valor del control de medio fuego de la termocupla J, en °C (color piel) y el flujo de gas natural que entra al calcinador en m<sup>3</sup>/h (color azul) y en el eje X se muestra el tiempo en minutos.

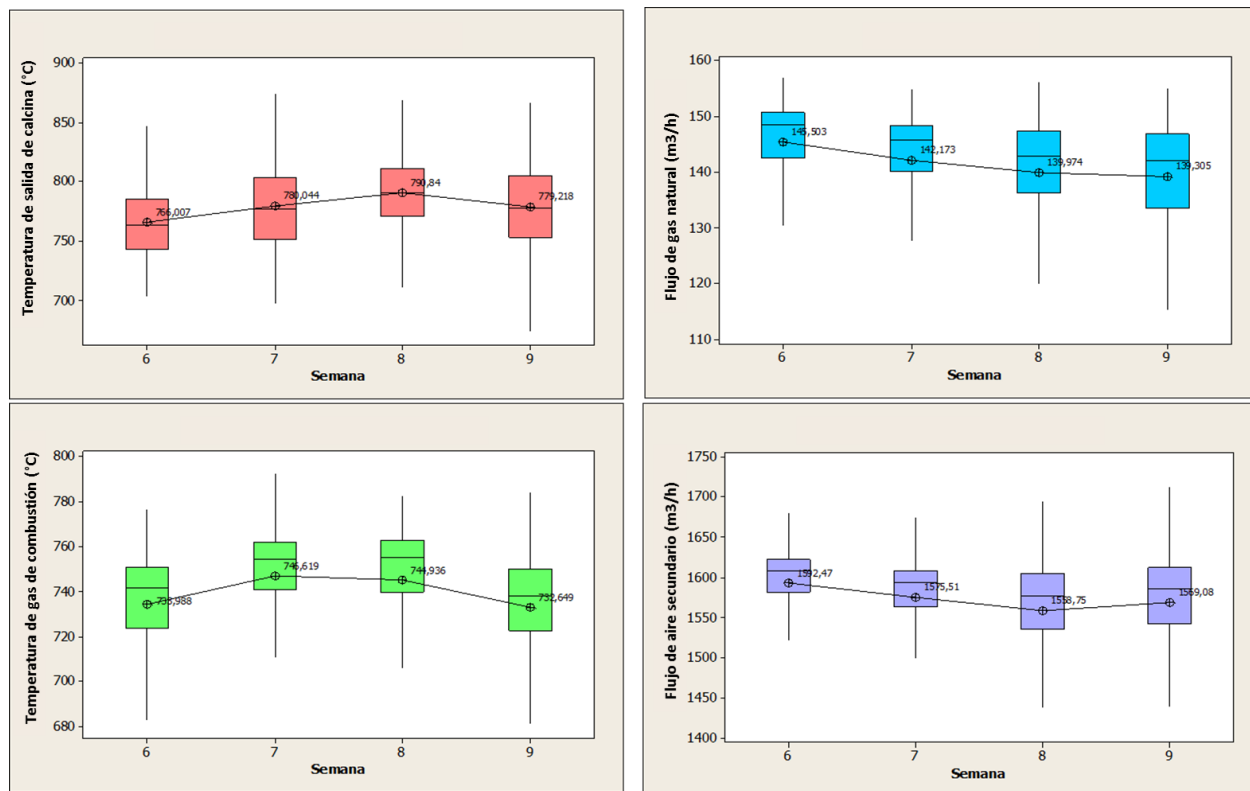


Captura de pantalla tomada del sistema de información PI de CMSA.

En la Figura 20 se puede ver el comportamiento de las variables de interés tales como temperatura de calcina a la salida del calcinador, temperatura de gases de combustión en la termocupla J, flujo de gas natural y flujo de aire secundario a lo largo del mes de febrero (semana 6 a la 9 del año 2015), luego de haber hecho efectiva la implementación de la lógica de control. Tal como se observa, se logró mejorar de manera sustancial la temperatura de calcina ya que al ser el sistema quien controla, se logra mayor estabilidad

en el proceso y no se dan cambios drásticos y prolongados en el consumo de gas natural que son los que llevan a baja temperatura de calcina.

**Figura 20.** Comportamiento de las variables de interés tras la implementación de la lógica de control. En el eje X se observan las semanas del año 2015 contando como semana 1 la primera semana de enero.



Fuente propia. Datos tomados del sistema de información interna PI de CMSA.

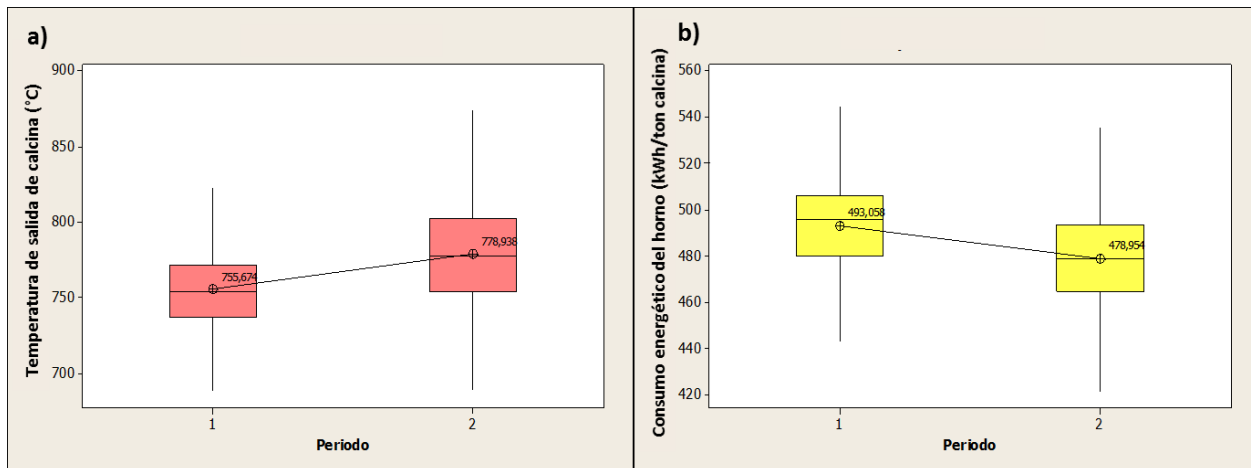
Con la lógica de control implementada, se observa que, además del mejoramiento en la temperatura de calcina, se dio también un mejoramiento en el consumo de aire y de gas natural, pues se ve que semana a semana este consumo fue menor y aun así los gases de combustión se mantuvieron con buena temperatura, lo cual se puede ver por medio del aumento de temperatura en la termocupla J, que iba subiendo semana a semana, garantizando de esta manera que subiera también la temperatura de la calcina, como se observa en la Figura 20 estas dos termocuplas se comportaron de manera muy similar.

Por otro lado, se compararon el comportamiento de la temperatura en la termocupla M del calcinador KN01 y el consumo de energía en el horno eléctrico FC01 (KWh por cada tonelada de calcina alimentada) en dos periodos de tiempo diferente para así ver de manera más clara el mejoramiento, el primer periodo que se tomó fue el mes de enero,

justo antes de la implementación de la lógica de control, y el segundo periodo fue el mes de febrero, justo después de la implementación de esta. Los datos fueron tomados del sistema de información interna PI de CMSA a intervalos de 15 min y para periodos de operación estable, es decir para operación con alimentación mayor a 150 DTPH. Los resultados se muestran en la Figura 21.

En la Figura 21-a se observa que se dio un aumento en la temperatura de calcina con respecto al mes anterior de 23,264°C, lo cual llevó a una disminución en el consumo de energía en el horno eléctrico FC01 de 14,104 KWh/ton de calcina como se observa en la Aigura 21-b, dando como resultado un ahorro energético de aproximadamente 3% en dicho horno eléctrico, lo cual indica un claro mejoramiento.

**Figura 21.** a) Aumento en la temperatura de calcina después de implementada la lógica de control. b) Disminución en el consumo de KWh/ton de calcina después de implementada la lógica de control.



Fuente propia. Datos tomados del sistema de información interna PI de CMSA.

En el Anexo 6 se observa un ejemplo de cálculo realizado para calcular la cantidad de energía ahorrada en MWh en el mes de febrero, la cual fue de 2,12 MWh.

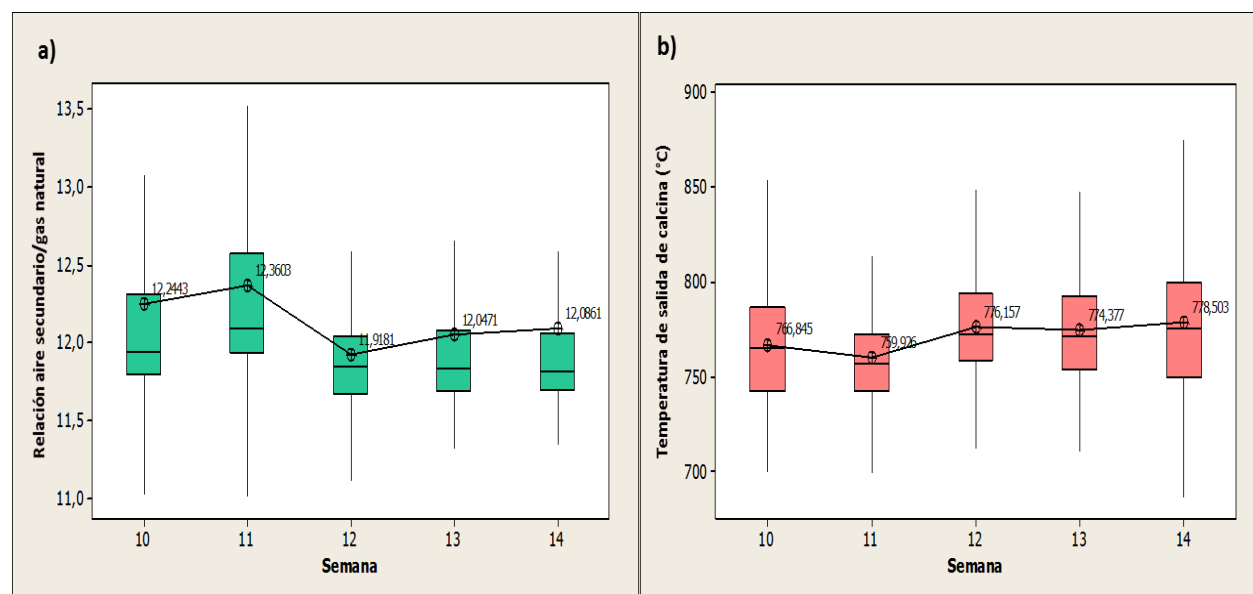
Además del ahorro por aumento en la temperatura de calcina, se obtuvo también una mejoría en la cantidad de toneladas de níquel no producidas por formación de costras, pues se dejaron de producir 6,4 toneladas, un valor mucho más bajo si se compara con meses como septiembre de 2014 donde la temperatura fue de 752 °C (como se puede ver en la figura 2) y se dejaron de producir 51,2 toneladas de níquel (como se puede ver en la figura 3), esto hace que se evite la pérdida de producción por paradas y por tanto traiga ahorros en dinero.

### 6.3 ELIMINACIÓN DE UN MEDIDOR DE FLUJO AIRE SECUNDARIO

La eliminación del uso de uno de los medidores de flujo de aire secundario se hizo efectiva el 16 de marzo de 2015 (semana 12), esto se hizo debido a las caídas que presentaba el medidor de flujo ultrasónico cuando se estaba trabajando con flujos altos. Al hacer efectiva esta eliminación se pudo empezar a trabajar con una relación aire/gas natural más baja, lo cual se hizo necesario para lograr estabilizar nuevamente la temperatura de calcina pues debido a cambios en el mineral ya no estaba calentando si se trabajaba bajo las mismas condiciones.

En la Figura 22 se observa que al trabajar con relación aire/gas natural más baja se logran temperaturas de calcina más altas, tal y como se había previsto de acuerdo a la referencia [11]. Sin embargo, es importante aclarar que en CMSA no se puede trabajar con relación aire/gas natural muy baja debido a que el calcinador de la línea 1 es muy propenso a la formación de costras y es por tanto necesaria la aplicación de una buena cantidad de aire que evite que se caliente demasiado en la zona de calcinación, donde se alcanzan las temperaturas más altas.

**Figura 22. a)** Relación aire/gas natural en el calcinador KN01. **b)** Temperatura de salida de calcina en °C.



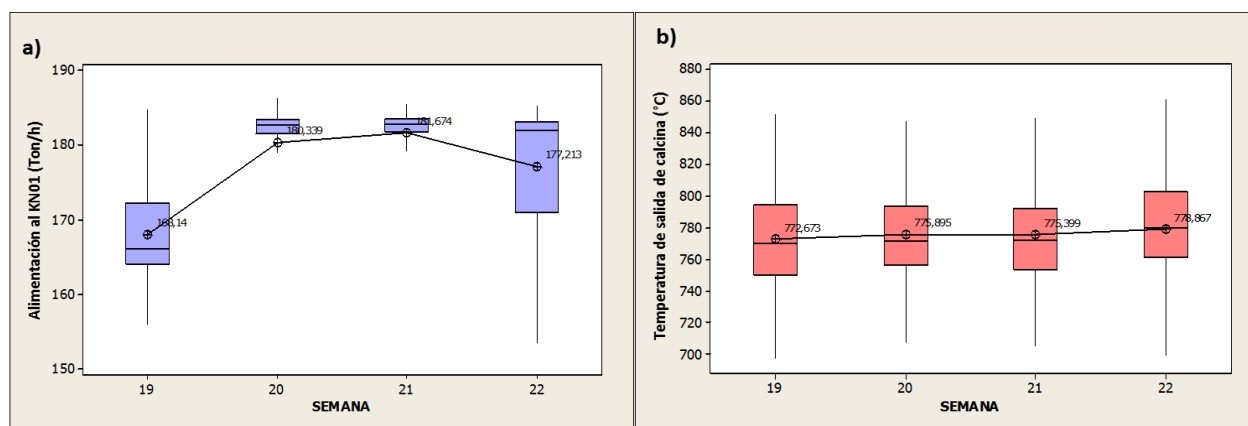
Fuente propia. Datos tomados del sistema de información interna PI de CMSA.

## 6.4 MODIFICACIÓN Y AUTOMATIZACIÓN DE LA VELOCIDAD DE ROTACIÓN DEL CALCINADOR

En el mes de mayo de 2015 debido a la variación constante que debía hacerse en alimentación al calcinador se implementó el control de la velocidad de rotación del calcinador de acuerdo a la alimentación, esto con el fin de mantener la cama constante independientemente del cambio de alimentación y así lograr estabilidad en la operación.

En la Figura 23 se observa la variación que se dio en alimentación durante el mes de mayo de 2015 (semanas 19 a 22) y el comportamiento de la temperatura de calcina a la salida del calcinador durante este mismo mes. Mediante estas dos gráficas se puede comprobar que se logró una buena estabilización en la operación del calcinador con la modificación de la velocidad de rotación del mismo, pues siempre se mantenía la misma cama, es decir, se trabajó con la misma cantidad de mineral dentro del calcinador haciendo que fuera más fácil mantener el perfil de temperatura.

**Figura 23. a)** Alimentación seca al calcinador KN01. **b)** Temperatura de calcina. En las dos figuras se muestran los datos durante el mes de mayo del año 2015.



Fuente propia. Datos tomados del sistema de información interna PI de CMSA.

## 6.5 IMPLEMENTACIÓN DE APLICACIÓN PARA CÁLCULO DE TEMPERATURA DE SINTERIZACIÓN

De acuerdo con las referencias [3,6,7 y 9], es importante controlar el hecho de que el mineral no supere la temperatura de sinterización dentro del calcinador ya que la misma es responsable de la formación de costras y anillos en este, problema que se ve reflejado no sólo en Cerro Matoso S.A. en Colombia sino también en empresas como *Hyuga Smelting* y *Pacific Metals Co.* en Japón, *Loma del Níquel* en Venezuela, *Codemin* en

Brasil, *PT Antam* en Indonesia, y en general en todas las plantas que manejan procesos RKEF.

Con el programa se buscaba controlar por medio de un modelo predictivo el perfil de temperaturas del calcinador para que de esta manera se evitara superar las temperaturas de sinterización dentro del calcinador y así disminuir la formación de costras y anillos.

En la Figura 24 se muestra la pantalla principal del programa realizado para calcular la temperatura de sinterización. El programa se desarrolló con *Visual Basic* y tuvo como base las temperaturas de *liquidus* obtenidas por medio de las curvas graficadas por medio del programa *Factsage* de acuerdo a la composición química ingresada, además de esto, por medio del uso de las herramientas de Excel se graficaron todos los casos posibles de composición química que se pueden encontrar en CMSA (gráfica de la parte superior derecha de la figura 24), incluyendo los que casi nunca se presentan y los que en un futuro podrían presentarse, esto con el fin de asegurar que si se dan grandes cambios en la composición química del mineral el programa siga siendo de gran utilidad para la prevención de costras. El programa en realidad se encarga de calcular la temperatura de *liquidus* correspondiente a cada composición química y según esto calcula la temperatura de sinterización teniendo como base la teoría que dice que la temperatura de sinterización de un mineral equivale al 75% de la temperatura de fusión del mismo [10].

En la figura 24 se puede ver que el operador simplemente tiene que ingresar los datos correspondientes al  $\%Al_2O_3$ ,  $\%Fe$  y relación  $SiO_2/MgO$  y el programa le mostrará en cuanto se encuentra la temperatura de sinterización según esto y cuál es el perfil de temperaturas seguro en el que podrá trabajar (gráfica de la parte inferior derecha de la Figura 24).

El 22 de mayo de 2015 se hizo efectiva la implementación de dicho programa pero no fue posible implementar el modelo predictivo en su totalidad por cuestiones de tiempo, por lo tanto lo que se hizo inicialmente fue teniendo la temperatura de sinterización que el programa calculaba, modificar las lógicas de control correspondientes al metro 20 (Termocupla MA) para que en la zona de calcinación no se superaran dichas temperaturas; pero se siguió dando la formación de costras, esto debido a que en muchas ocasiones se seguía superando la temperatura de sinterización por tiempos prolongados como se observa en la figura 25, en la cual se tomó como referencia una temperatura de sinterización promedio de  $1000^{\circ}C$ . Se logró establecer que esta temperatura se seguía superando debido a que los operadores olvidaban verificar en cuanto se encontraba la temperatura de sinterización y por ende modificar los valores de medio fuego, demostrando que es completamente necesario que el programa sea instalado en su totalidad para que tome acción de manera automática.

**Figura 24.** Pantalla principal del programa realizado para cálculo de temperatura de sinterización y predicción del perfil térmico a trabajar.

**TEMPERATURA DE FUSIÓN Y SINTERIZACIÓN**

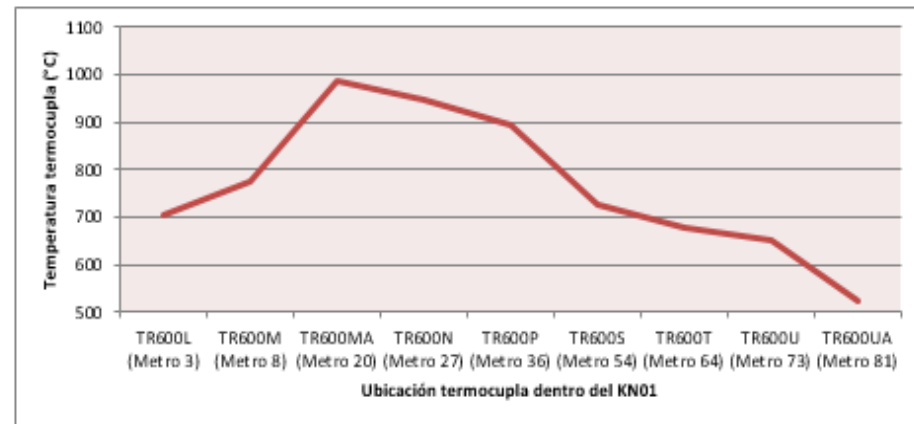
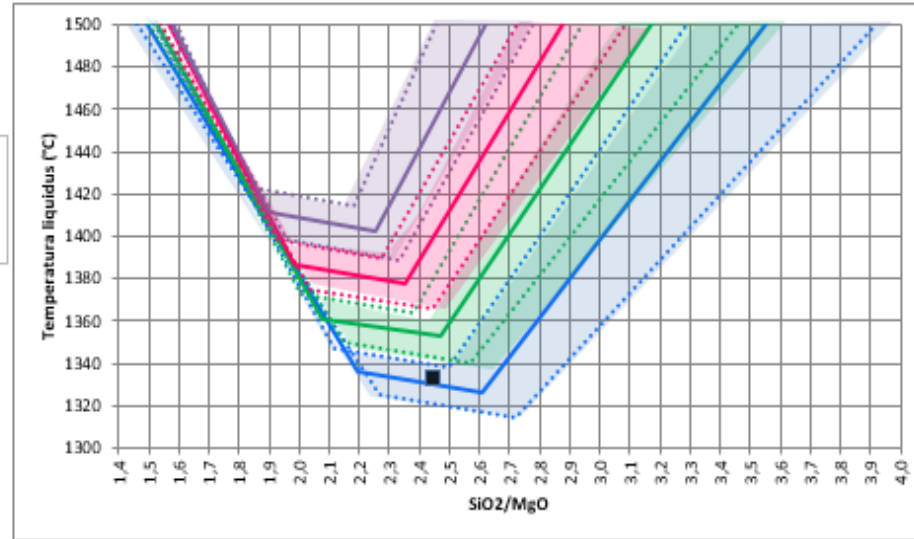
	Composición química (%)
%Fe	17,00
%Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	2,80
S/M	2,45
SiO <sub>2</sub>	52,37
MgO	21,40
CaO	0,50
Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1,00
T fusión	1332
T sinterización	999

**CALCULAR**

Ingrese los datos de %Fe, %Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> y relación S/M y dé click en calcular.

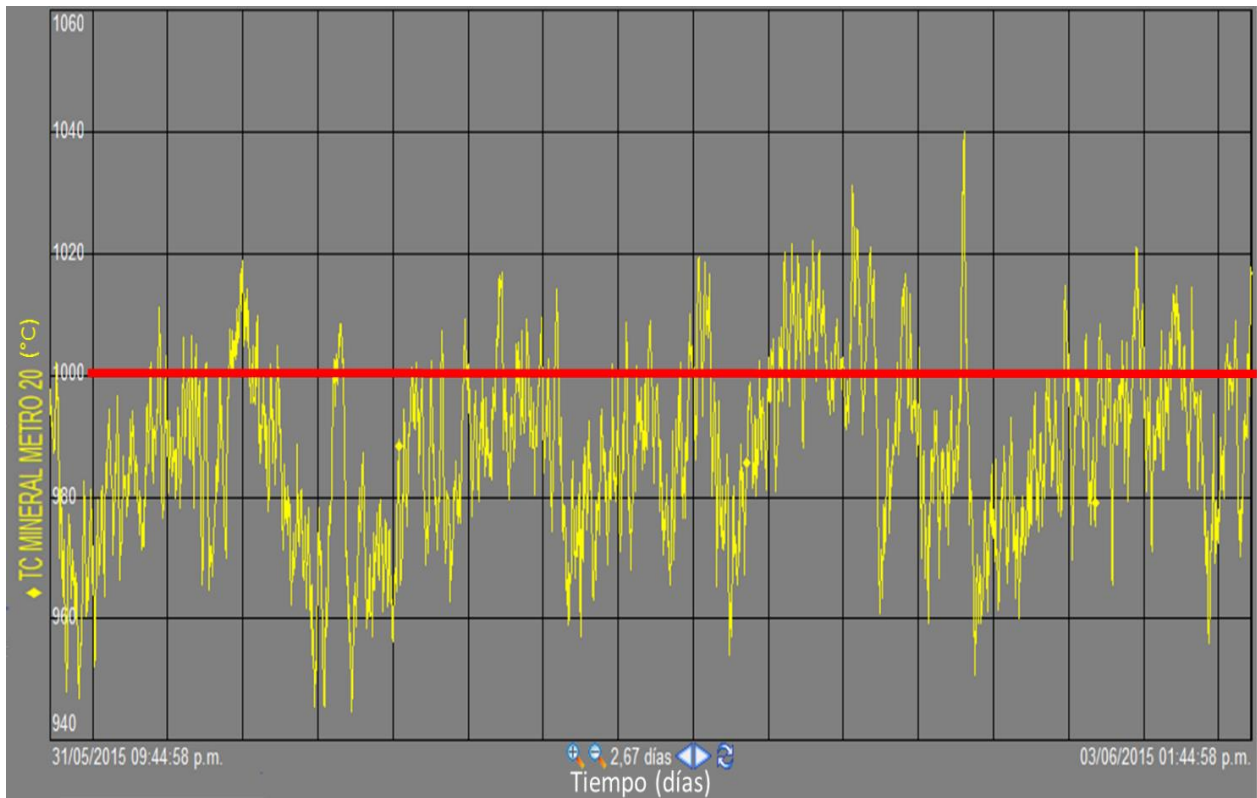
**PERFIL TÉRMICO KN01**

TR600L (Metro 3)	707
TR600M (Metro 8)	777
TR600MA (Metro 20)	989
TR600N (Metro 27)	948
TR600P (Metro 36)	896
TR600S (Metro 54)	726
TR600T (Metro 64)	677
TR600U (Metro 73)	650
TR600UA (Metro 81)	523



Fuente propia.

**Figura 25.** Comportamiento de la termocupla TR600MA (metro 20 del calcinador).



Captura de pantalla tomada del sistema de información PI de CMSA.

Quedó pendiente hacer efectiva la segunda parte del programa, en la cual se calcula también el perfil térmico y permite dar a conocer a los operadores qué temperaturas se deben trabajar desde la parte de atrás del calcinador, haciendo que se facilite el control de este perfil pues se trabajaría de manera preventiva y no con base en un resultado, como se había hecho teniendo en cuenta sólo la termocupla ubicada en el metro 20.

Se espera una mejora notable con esta implementación pues se tendrá un fundamento para la toma de decisiones y para escoger de manera adecuada los medio fuegos, lo cual se puede hacer mediante una lógica de control que tome este valor de medio fuegos con base en el perfil térmico calculado en el modelo predictivo.

Con este programa también se pudo comprobar que en muchas ocasiones debido a la composición química del mineral no es posible obtener temperaturas de calcina altas a la salida del calcinador porque se estaría superando la temperatura de sinterización del mineral y por tanto se daría la formación de anillos y costras en grandes proporciones

## 6.6 BENEFICIOS OBTENIDOS

A continuación, se muestran una serie de gráficas que permiten tener una idea más global de lo ocurrido a largo del proyecto. Allí se observan las mejoras obtenidas y se puede ver también en qué se puede seguir mejorando si se continúa trabajando en este problema, pues los beneficios obtenidos son apreciables en términos de estabilidad de la producción, ahorro energético y disminución en la formación de costras, principalmente, lo cual lleva a ahorros económicos para la compañía.

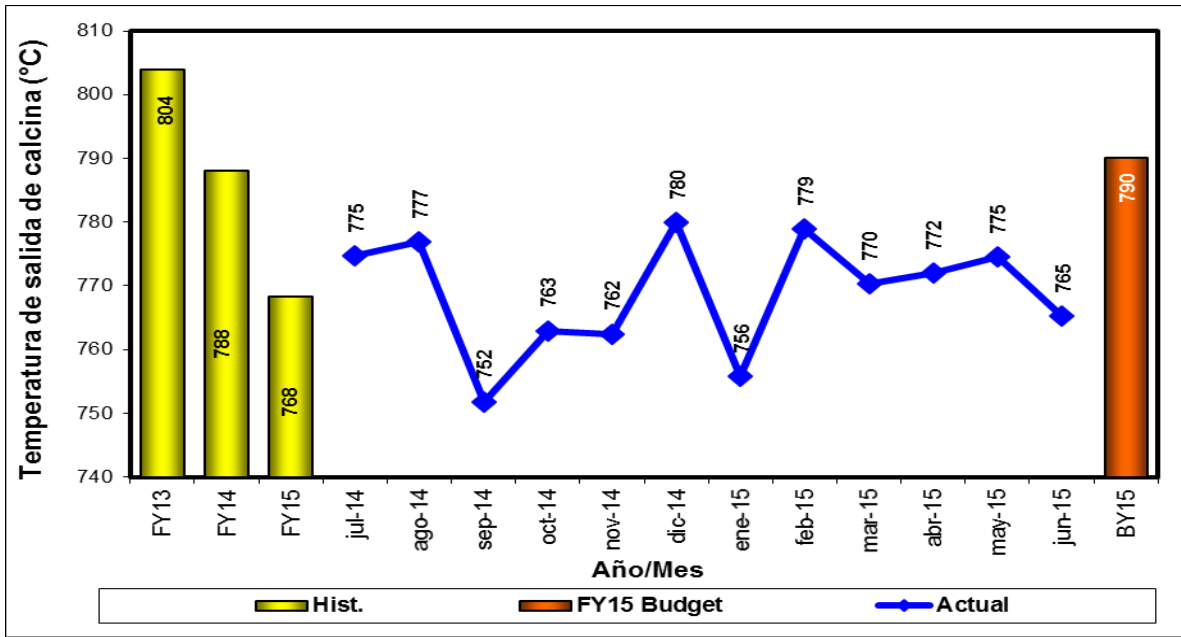
A lo largo de las gráficas se puede observar cómo se aumentó y por tanto mejoró la estabilidad en la temperatura de calcina pues si se comparan los valores antes y después de enero se ve claramente que antes se iba de pico a pico, manteniéndose en su mayoría en valores bajos y haciendo que en el horno eléctrico se trabajara con valores de consumo energético (kWh/tn calcina) mucho más altos que no se movían por prevención ya que se sabía que se podía caer extremadamente la temperatura de un momento a otro y podía llevar a problemas en el horno como por ejemplo retención de escoria; mientras que después de enero como se observa los cambios eran mínimos, no se tenían los mismos picos exagerados y se mantenían las temperaturas en valores buenos y estables, no tan altos para producir formación incontrolada de costras y no tan bajos para evitar problemas en el horno eléctrico. Además, al encontrarse una estabilidad se pudo bajar el consumo de energía, trabajado sin riesgo de tener cambios exagerados que llevaran a retención de escoria y tener que subirlo de repente causando inestabilidad en la operación.

Si se compara el promedio de consumo energético del FC01 en dos periodos de tiempo, uno antes de iniciado el proyecto y otro durante y hasta finalizado el proyecto, como se muestra en la Figura 28, se observa que en términos de energía se dio un ahorro del 8%.

Por otro lado, si se habla de toneladas de níquel que se dejaron de producir por paradas por formación de costras en el calcinador también se dio un ahorro, ya que si se toman en cuenta 5 meses antes del proyecto (agosto a diciembre de 2014) y 5 meses después (febrero a junio de 2015) se encuentra que en el primer periodo se dejaron de producir 122 toneladas de níquel y en el segundo 49,3 toneladas, como se observa en la Figura 27, dándose una diferencia de 72,7 toneladas de níquel.

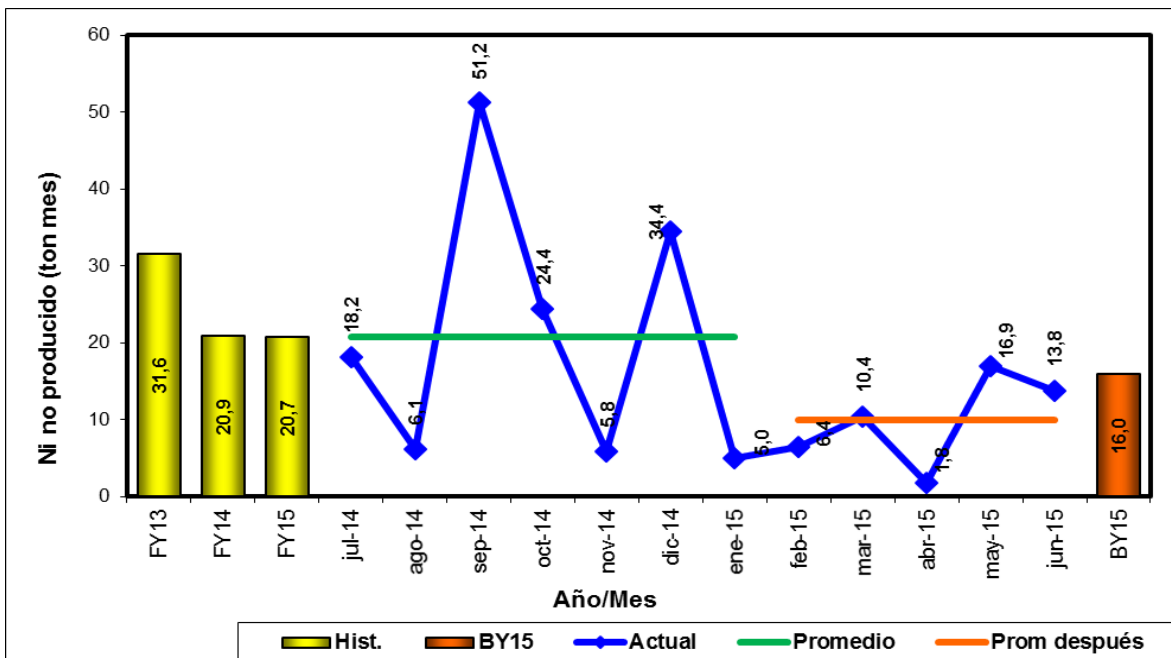
Este ahorro se dio con 5 meses de trabajo en el proyecto, pero se espera que los cambios implementados sigan actuando de la manera correcta y se sigan obteniendo este tipo de beneficios para la compañía.

**Figura 26.** Comportamiento de la temperatura de calcina desde el FY13 y hasta junio de 2015.



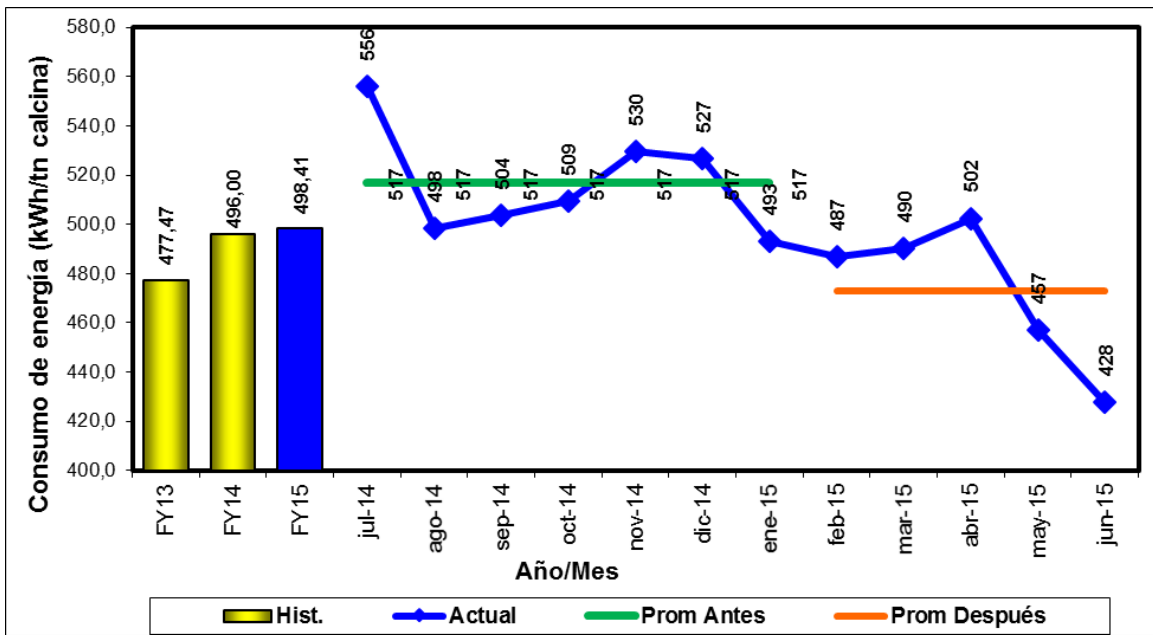
Fuente propia. Datos tomados del sistema de información interna PI de CMSA.

**Figura 27.** Toneladas de níquel no producidas por formación de costras desde el FY13 y hasta junio de 2015.



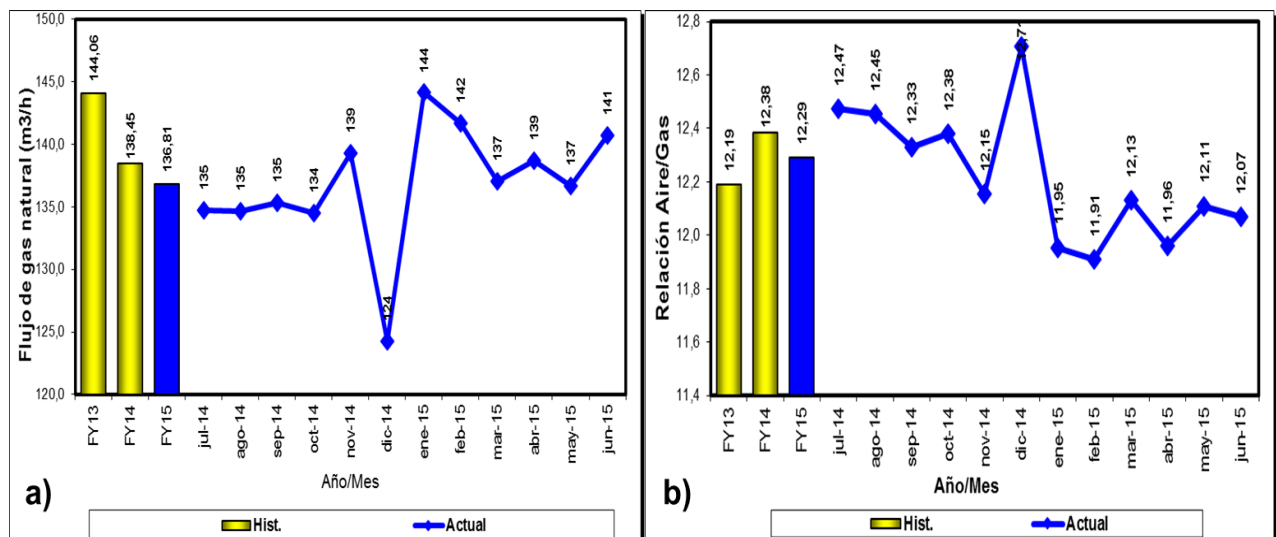
Fuente propia. Datos tomados del sistema de información interna PI de CMSA.

**Figura 28.** Consumo energético del horno eléctrico FC01 en kWh/ton calcina alimentada desde el FY13 y hasta junio de 2015.



Fuente propia. Datos tomados del sistema de información interna PI de CMSA.

**Figura 29.** Flujo de gas natural del calcinador KN01 en m<sup>3</sup>/h y relación aire/gas natural desde el FY13 y hasta junio de 2015.



Fuente propia. Datos tomados del sistema de información interna PI de CMSA.

## 7. CONCLUSIONES

Con el análisis del calcinador antes de iniciar el proyecto se llegó a la conclusión de que la caída de temperatura con el paso del tiempo se daba por los constantes cambios de composición en las pilas y la alta cantidad de finos con la que se trabaja, esto hizo que se aumentara la formación de costras y por esto se tuviera que trabajar a temperaturas muy bajas.

Se implementó el uso de un solo medidor de flujo, lo cual permitió tener un mayor control de la variabilidad que se tenía de la cantidad de aire real que entra al calcinador, evitando que entre más del necesario y enfríe la calcina. Esto aumentó la confiabilidad en el valor de la relación aire/gas natural en el calcinador y por tanto permitió tener un mayor control en el perfil de temperatura.

Se demostró que la implementación de lógicas de control permite estabilizar el proceso, logrando mayores temperaturas de calcina y disminuyendo el riesgo de formación de costras, pues reducen las fallas por errores humanos. La implementación de la lógica de control en la termocupla de gas de combustión TR600J fue lo que más ayudo al aumento y estabilización de la temperatura de calcina y a la disminución considerable en el consumo energético del horno eléctrico FC01.

Se llegó a la conclusión de que es totalmente necesaria la automatización del programa para cálculo de temperatura de sinterización y perfil térmico implementado ya que se encontró que mientras el control estuvo en manos del operador se seguía superando constantemente esta temperatura y seguía habiendo formación de costras.

Se concluyó que la modificación en el manejo que se le daba a la velocidad de rotación del calcinador fue exitosa pues permitió trabajar con camas homogéneas y por tanto mejorar el control sobre el perfil térmico que se tenía en el caclinador.

Se implementaron al proceso cada una de las variables operativas modificadas, la lógica de control en la termocupla TR600J, la eliminacion de uno de los medidores de flujo del aire secundario, la modificación en el manejo que se le daba a la velocidad de rotación del calcinador y la implementeación de la aplicación para cálculo de temperatura de sinterización, y se aseguró la sostenibilidad del proyecto en el tiempo por medio de la actualización y normalización de los manuales de la fase de calcinación.

Se dio un beneficio del 8% en ahorro de energía del horno eléctrico FC01, debido al aumento de temperatura de calcina a la salida del calcinador además de la disminución considerable en la formación de costras, todo esto a partir de la implementación de los cambios operacionales sugeridos a raíz de los resultados del presente trabajo.

## 8. RECOMENDACIONES

Se recomienda establecer un solo medidor de flujo también para el aire primario, ya que a pesar que este es mínimo en comparación con el secundario influye de manera directa en la forma y longitud de la llama, haciendo que se dé inestabilidad con el uso de diferentes medidores de flujo.

Se recomienda establecer una lógica de control que realice un ajuste de los medio fuegos de manera automática a partir del perfil térmico calculado por medio del modelo predictivo.

Se recomienda disminuir la cantidad de finos verdes que entran al calcinador realizando el procesamiento de estos de otra manera, como por ejemplo por lixiviación o en forma de pellets, para que así la temperatura de sinterización del clasificado sea mucho mayor y se puedan alcanzar las temperaturas deseadas y por ende las reducciones esperadas.

Se recomienda implementar un sistema experto, ya que gran parte de los problemas del calcinador se dan por errores humanos.

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] Manual del proceso de producción de ferroníquel. Documento Interno Cerro Matoso S.A. Revisado y actualizado en Montelíbano el 15/10/2011.
- [2] Tapia, Antonio. Modelo de balance y energía para el proceso de calcinación-fundición realizado en METSIM. Estudio interno realizado en la unidad de servicios técnicos de Cerro Matoso S.A. Montelíbano, 2013.
- [3] Vallejo, Cesar Augusto. Reseña histórica sobre formación de anillos y costras en el horno calcinador. Estudio interno realizado en la unidad de servicios técnicos de Cerro Matoso S.A. Montelíbano, Colombia. Julio 1990.
- [4] Saenz, Julio. Caracterización de minerales de alta y baja relación sílice/magnesia por medio de las técnicas DSC y DRX. Estudio interno realizado en la unidad de servicios técnicos de Cerro Matoso S.A. Montelíbano, Colombia. Marzo 2011.
- [5] Figueroa, Hector y Melendez, Victor. Diagnóstico del control de proceso de los calcinadores. Estudio interno realizado en la unidad de servicios técnicos de Cerro Matoso S.A. Montelíbano, Colombia. Abril 2012.
- [6] Análisis de temperaturas de sinterización, ablandamiento y fusión de material clasificado, finos de secadores-calcinadores y escoria. Estudio interno realizado en la unidad de servicios técnicos de Cerro Matoso S.A. Montelíbano, Colombia. Marzo 2013.
- [7] Rangel, Ruben. Análisis desempeño operativo planta RKEF con pila de baja relación  $\text{SiO}_2/\text{MgO}$ . Estudio interno realizado en el área de análisis y mejoramiento en la unidad de producción planta de Cerro Matoso S.A. Montelíbano, Colombia. Enero 2015.
- [8] Gleeson, S.A., Herrington, R.J. The Mineralogy and Geochemistry of the Cerro Matoso S.A. Ni Laterite Deposit, Montelíbano, Colombia.
- [9] Botia, Rafael. Conceptos técnicos y operativos de calcinación – fundición Tema: Reducción. Capacitación llevada a cabo en la Universidad Pedagógica y Tecnológica de Colombia. Tunja, Colombia. 2005.
- [10] Kalpakjian, Serope y Schmid, Steven R. Manufactura, ingeniería y tecnología. Pearson Educación. México, 2002.
- [11] Boateng, Akwasi A. Rotary Kilns. Transport phenomena and transport processes. Elsevier Inc. 2008.

[12] F.L. Smidth. Swirlax Burner Training Program. Cerro Matoso S.A. Montelibano, Colombia. Junio de 1994.

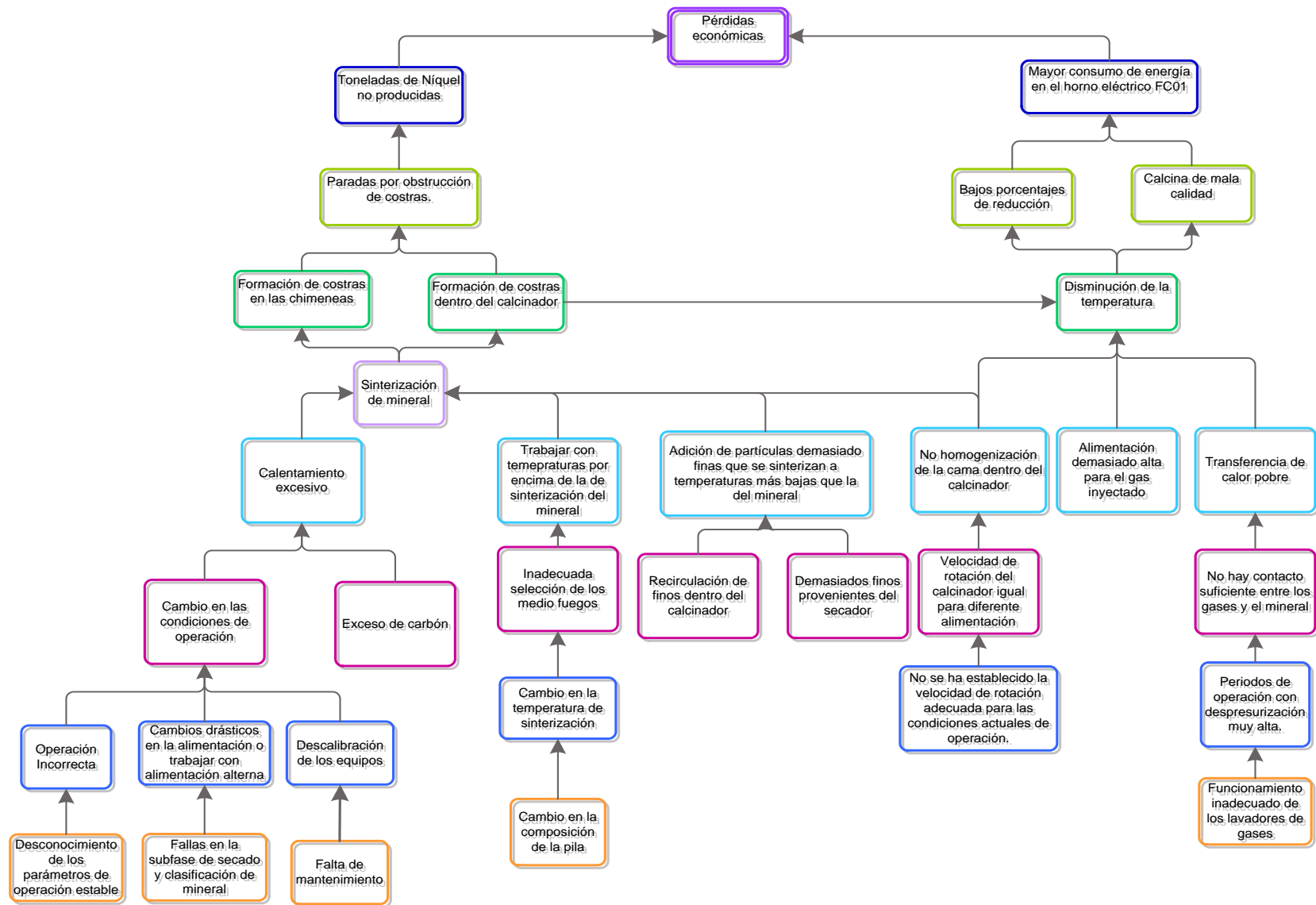
[13] Crundwell, Frank., Moats, Michael., Ramachandran, Venkoba., Robinson Timothy., Davenport, William. Extractive Metallurgy of Nickel, Cobalt and Platinum-Group Metals. Elsevier. Agosto de 2011.

[14] Manual de la fase de calcinación línea 1 y línea 2. Documento Interno Cerro Matoso S.A. Revisado y actualizado en Montelíbano el 22/08/2013.

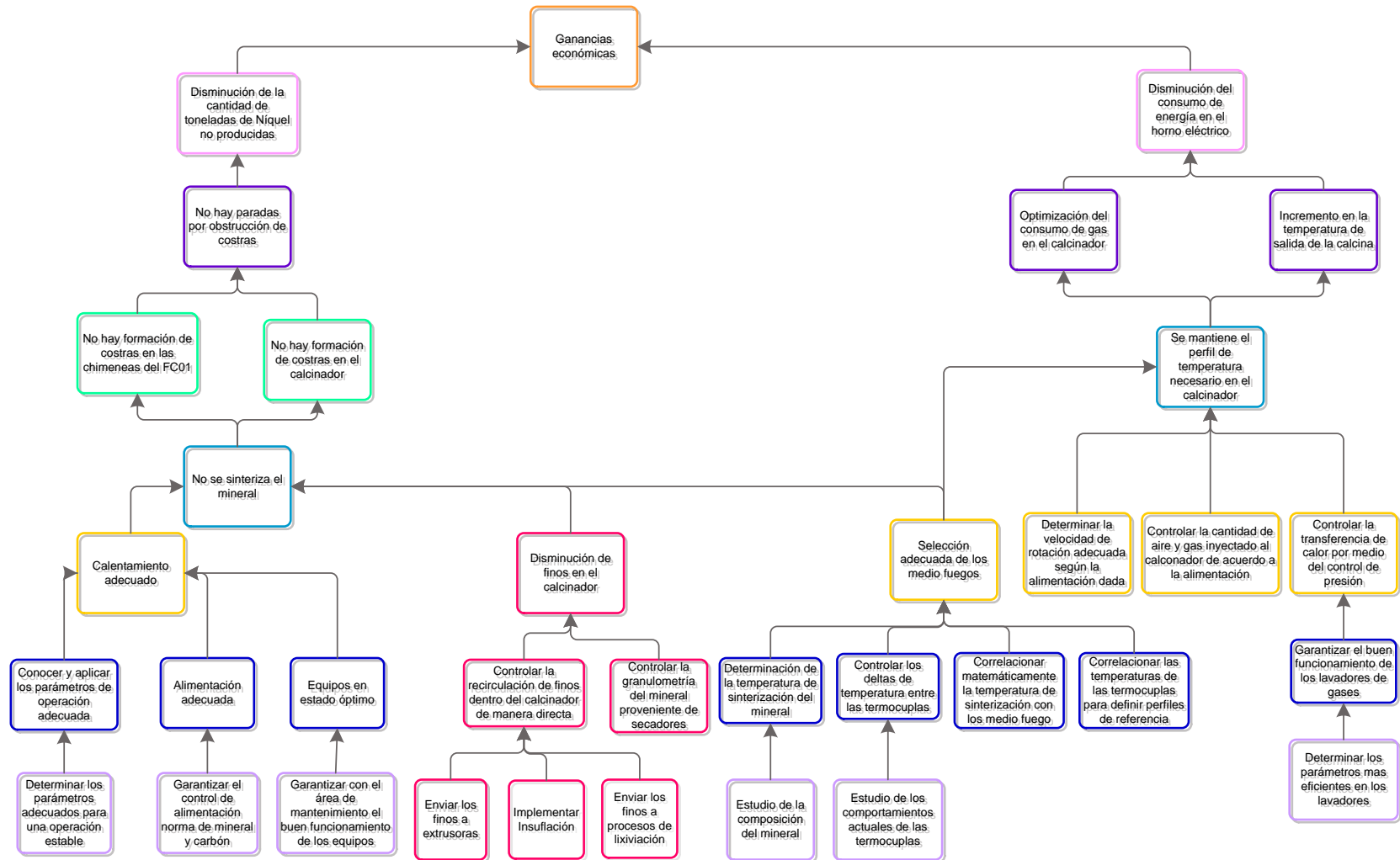
[15] Perry, Robert H. y Green, Don W. Perry's Chemical Engineers' Handbook. Mc. Graw-Hill, 1999.

## **ANEXOS**

**Anexo 1.** Diagrama de árbol causa-raíz presentado para el problema del calcinador 1 de CMSA.



**Anexo 2.** Diagrama de medios-fines presentado para el problema del calcinador 1 de CMSA.



**Anexo 3.** Ejemplo de cálculo de la velocidad de rotación que debe tener el calcinador al alimentarlo con un flujo de 175 DTPH:

Sabiendo que cuando se tiene una alimentación de 183 DTPH el calcinador rota a 0,65 rpm, se calcula el tiempo de residencia del mineral con la Ecuación 18 y con base en la Ecuación 17 las toneladas totales de mineral que están dentro del calcinador y, teniendo en cuenta que esto es lo que queremos mantener constante (la cama), se calcula la velocidad de rotación de acuerdo al flujo másico entrante al calcinador:

$$\emptyset = \frac{0,19 * L}{SDN} [min] \rightarrow \text{Ec. 18} \quad \emptyset = \frac{0,19 * 185}{0,04 * 6,1 * 0,65137 * 60} = 3,686[h]$$

$$\emptyset = \frac{m}{\dot{m}} [h] \rightarrow \text{Ec. 17} \quad m = \emptyset * \dot{m} [ton] = 3,686 * 183 = 674,53[ton]$$

$$N = \frac{0,19 * L}{SD\emptyset} [rpm] \rightarrow \text{Ec. 19} \quad N = \frac{0,19 * L * \dot{m}}{SDm * 60} [rpm] \rightarrow \text{Ec. 20}$$

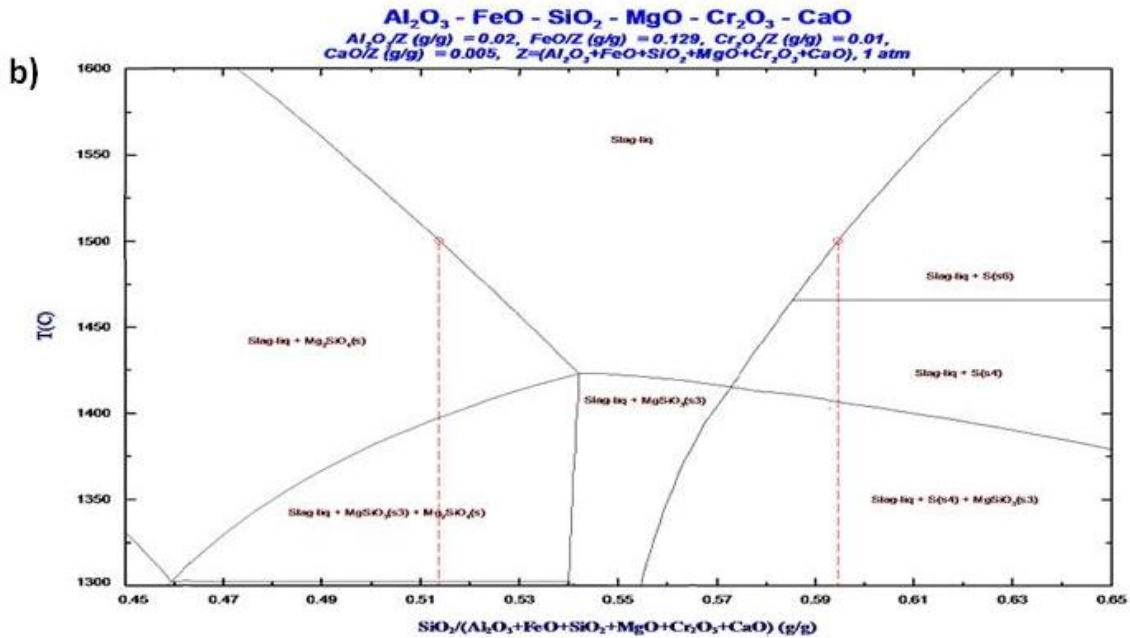
Para 175 DTPH:

$$N = \frac{0,19 * 185 * 175}{0,04 * 6,1 * 674,53 * 60} = 0,622[rpm]$$

Anexo 4. (a) Pasos realizados en *Factsage* para hallar la curva *liquidus*. (b) Curva *liquidus* obtenida.

a)

The image shows two windows from the Factsage software. The left window is titled 'Variables: Al2O3-FeO-SiO2-MgO-Cr2O3-CaO T(C) vs composition #1'. It has several sections: 'Variables' with a diagram and 'log10(a)' set to 0; 'T and P' with 'Temperature' set to T(C), 'Y-axis' set to T(C), and 'Pressure or Volume' set to P(atm) constant; and 'Compositions (mass)' with a list of components (Al2O3, FeO, SiO2, MgO, Cr2O3, CaO) and their mass fractions (all 1) for composition #1. The right window is titled 'Menu - Phase Diagrams last system'. It shows 'Components (6)' as Al2O3, FeO, SiO2, MgO, Cr2O3, CaO. The 'Products' section lists 'Compound species' and 'Solution species'. The 'Variables' section shows a table with columns for T(C), Al2O3/, FeO/, SiO2/, and Cr2O3/ with values 1300-1600, 0.02, 0.129, 0.45-0.65, and 0.01 respectively. The 'Phase Diagram' section shows a small diagram with Y and X axes.



**Anexo 5.** Código de Visual Basic del programa para cálculo de temperatura de sinterización realizado.

```

Private Sub CommandButton1_Click()

'*****'
'*****El presente programa fue creado por*****'
'*****MAYRA ALEJANDRA FORERO VARGAS*****'
'*****en abril de 2015*****'
'*****'

Dim Fe As Double
Dim Al2O3 As Double
Dim SM As Double
Dim Tliq As Double

Fe = Cells(6, 3)
Al2O3 = Cells(7, 3)
SM = Cells(8, 3)

If 10 <= Fe And Fe < 12.5 And 1.5 <= Al2O3 And Al2O3 < 2.5 And 1.59 < SM And SM < 1.84 Then
Tliq = -301.6 * (SM) + 1979
ElseIf 10 <= Fe And Fe < 12.5 And 1.5 <= Al2O3 And Al2O3 < 2.5 And 1.84 <= SM And SM < 2.18 Then
Tliq = -26.9 * (SM) + 1472 - (10 * (Fe - 10))
ElseIf 10 <= Fe And Fe < 12.5 And 1.5 <= Al2O3 And Al2O3 < 2.5 And 2.18 <= SM And SM <= 2.46 Then
Tliq = 305.4 * (SM) + 748.5 - (10 * (Fe - 10))
ElseIf 10 <= Fe And Fe < 12.5 And 2.5 <= Al2O3 And Al2O3 < 3.5 And 1.58 <= SM And SM < 1.9 Then
Tliq = -280.8 * (SM) + 1944
ElseIf 10 <= Fe And Fe < 12.5 And 2.5 <= Al2O3 And Al2O3 < 3.5 And 1.9 <= SM And SM < 2.25 Then
Tliq = -25.4 * (SM) + 1459 - (10 * (Fe - 10))
ElseIf 10 <= Fe And Fe < 12.5 And 2.5 <= Al2O3 And Al2O3 < 3.5 And 2.25 <= SM And SM <= 2.62 Then
Tliq = 264.3 * (SM) + 806.9 - (10 * (Fe - 10))
ElseIf 10 <= Fe And Fe < 12.5 And 3.5 <= Al2O3 And Al2O3 <= 4.5 And 1.57 <= SM And SM < 1.96 Then
Tliq = -261.2 * (SM) + 1909.1
ElseIf 10 <= Fe And Fe < 12.5 And 3.5 <= Al2O3 And Al2O3 <= 4.5 And 1.96 <= SM And SM < 2.33 Then
Tliq = -24.1 * (SM) + 1445.1 - (10 * (Fe - 10))
ElseIf 10 <= Fe And Fe < 12.5 And 3.5 <= Al2O3 And Al2O3 <= 4.5 And 2.33 <= SM And SM <= 2.78 Then
Tliq = 248.2 * (SM) + 810.5 - (10 * (Fe - 10))
ElseIf 12.5 <= Fe And Fe <= 15 And 1.5 < Al2O3 And Al2O3 < 2.5 And 1.57 <= SM And SM < 1.93 Then
Tliq = -287 * (SM) + 1950.5
ElseIf 12.5 <= Fe And Fe < 15 And 1.5 <= Al2O3 And Al2O3 < 2.5 And 1.93 <= SM And SM < 2.27 Then
Tliq = -23.2 * (SM) + 1442.6 - (10 * (Fe - 12.5))
ElseIf 12.5 <= Fe And Fe < 15 And 1.5 <= Al2O3 And Al2O3 < 2.5 And 2.27 <= SM And SM <= 2.73 Then
Tliq = 241.9 * (SM) + 840.8 - (10 * (Fe - 12.5))
ElseIf 12.5 <= Fe And Fe < 15 And 2.5 <= Al2O3 And Al2O3 < 3.5 And 1.56 <= SM And SM < 1.99 Then
Tliq = -266.3 * (SM) + 1916.2
ElseIf 12.5 <= Fe And Fe < 15 And 2.5 <= Al2O3 And Al2O3 < 3.5 And 1.99 <= SM And SM < 2.35 Then
Tliq = -24.6 * (SM) + 1435.9 - (10 * (Fe - 12.5))
ElseIf 12.5 <= Fe And Fe < 15 And 2.5 <= Al2O3 And Al2O3 < 3.5 And 2.35 <= SM And SM <= 2.88 Then
Tliq = 232.8 * (SM) + 830.2 - (10 * (Fe - 12.5))
ElseIf 12.5 <= Fe And Fe < 15 And 3.5 <= Al2O3 And Al2O3 <= 4.5 And 1.54 <= SM And SM < 2.04 Then
Tliq = -248.9 * (SM) + 1882.9
ElseIf 12.5 <= Fe And Fe < 15 And 3.5 <= Al2O3 And Al2O3 <= 4.5 And 2.04 <= SM And SM < 2.44 Then
Tliq = -22.5 * (SM) + 1420.9 - (10 * (Fe - 12.5))
ElseIf 12.5 <= Fe And Fe < 15 And 3.5 <= Al2O3 And Al2O3 <= 4.5 And 2.44 <= SM And SM <= 3.09 Then
Tliq = 207.4 * (SM) + 859.7 - (10 * (Fe - 12.5))
ElseIf 15 <= Fe And Fe < 17.5 And 1.5 <= Al2O3 And Al2O3 < 2.5 And 1.54 <= SM And SM < 2.01 Then
Tliq = -272.7 * (SM) + 1920.4

```

```

ElseIf 15 <= Fe And Fe < 17.5 And 1.5 <= Al2O3 And Al2O3 < 2.5 And 2.01 <= SM And SM < 2.38 Then
Tliq = -24.4 * (SM) + 1422 - (10 * (Fe - 15))
ElseIf 15 <= Fe And Fe < 17.5 And 1.5 <= Al2O3 And Al2O3 < 2.5 And 2.38 <= SM And SM <= 2.95 Then
Tliq = 238.6 * (SM) + 796.9 - (10 * (Fe - 15))
ElseIf 15 < Fe And Fe < 17.5 And 2.5 < Al2O3 And Al2O3 < 3.5 And 1.53 < SM And SM < 2.08 Then
Tliq = -252.2 * (SM) + 1884.8
ElseIf 15 <= Fe And Fe < 17.5 And 2.5 <= Al2O3 And Al2O3 < 3.5 And 2.08 <= SM And SM < 2.47 Then
Tliq = -20.4 * (SM) + 1402.3 - (10 * (Fe - 15))
ElseIf 15 <= Fe And Fe < 17.5 And 2.5 <= Al2O3 And Al2O3 < 3.5 And 2.47 <= SM And SM <= 3.17 Then
Tliq = 209 * (SM) + 836.9 - (10 * (Fe - 15))
ElseIf 15 <= Fe And Fe < 17.5 And 3.5 <= Al2O3 And Al2O3 <= 4.5 And 1.5 <= SM And SM < 2.15 Then
Tliq = -230.7 * (SM) + 1846.3
ElseIf 15 <= Fe And Fe < 17.5 And 3.5 <= Al2O3 And Al2O3 <= 4.5 And 2.15 <= SM And SM < 2.57 Then
Tliq = -23.9 * (SM) + 1401.3 - (10 * (Fe - 15))
ElseIf 15 <= Fe And Fe < 17.5 And 3.5 <= Al2O3 And Al2O3 <= 4.5 And 2.57 <= SM And SM <= 3.46 Then
Tliq = 179.8 * (SM) + 877.9 - (10 * (Fe - 15))
ElseIf 17.5 <= Fe And Fe <= 20 And 1.5 <= Al2O3 And Al2O3 < 2.5 And 1.52 <= SM And SM < 2.12 Then
Tliq = -257.1 * (SM) + 1891.1
ElseIf 17.5 <= Fe And Fe <= 20 And 1.5 <= Al2O3 And Al2O3 < 2.5 And 2.12 <= SM And SM < 2.5 Then
Tliq = -23.5 * (SM) + 1396.7 - (10 * (Fe - 17.5))
ElseIf 17.5 <= Fe And Fe <= 20 And 1.5 <= Al2O3 And Al2O3 < 2.5 And 2.5 <= SM And SM <= 3.29 Then
Tliq = 204.5 * (SM) + 827 - (10 * (Fe - 17.5))
ElseIf 17.5 <= Fe And Fe <= 20 And 2.5 <= Al2O3 And Al2O3 < 3.5 And 1.49 <= SM And SM < 2.19 Then
Tliq = -233.3 * (SM) + 1848
ElseIf 17.5 <= Fe And Fe <= 20 And 2.5 <= Al2O3 And Al2O3 < 3.5 And 2.19 <= SM And SM < 2.61 Then
Tliq = -24.3 * (SM) + 1389.4 - (10 * (Fe - 17.5))
ElseIf 17.5 <= Fe And Fe <= 20 And 2.5 <= Al2O3 And Al2O3 < 3.5 And 2.61 <= SM And SM <= 3.55 Then
Tliq = 184.1 * (SM) + 846.2 - (10 * (Fe - 17.5))
ElseIf 17.5 <= Fe And Fe <= 20 And 3.5 <= Al2O3 And Al2O3 <= 4.5 And 1.46 <= SM And SM < 2.27 Then
Tliq = -217.5 * (SM) + 1817.8
ElseIf 17.5 <= Fe And Fe <= 20 And 3.5 <= Al2O3 And Al2O3 <= 4.5 And 2.27 <= SM And SM < 2.72 Then
Tliq = -24.1 * (SM) + 1379.6 - (10 * (Fe - 17.5))
ElseIf 17.5 <= Fe And Fe <= 20 And 3.5 <= Al2O3 And Al2O3 <= 4.5 And 2.72 <= SM And SM <= 3.92 Then
Tliq = 155.5 * (SM) + 890.7 - (10 * (Fe - 17.5))

```

End If

Cells(14, 3) = Tliq

End Sub

```

'*****'
'*****El presente programa fue creado por*****'
'*****MAYRA ALEJANDRA FORERO VARGAS*****'
'*****en abril de 2015*****'
'*****'

```

**Anexo 6.** Ejemplo de cálculo de la cantidad de energía ahorrada en el horno eléctrico FC01. Se tomó como ejemplo el mes de febrero de 2015.

Teniendo en cuenta que el ahorro que se dio en consumo energético en el horno eléctrico en KWh/ton de calcina fue de 14,104 y el promedio de alimentación al calcinador fue de 177 ton/h con una recuperación aproximada de 85% se tiene que el total de calcina transferida al horno en el mes de febrero fue de 150,45 Ton calcina/h; con lo cual por medio de la ecuación 21 se calcula la cantidad de energía ahorrada en MWh en el mes de febrero:

$$\frac{kWh}{Ton\ calcina} = \frac{MWh * 1000}{Ton\ calcina} \rightarrow \text{Ec. 21}$$

$$MWh = \frac{14,104\ kWh/Ton\ Calcina * 150,45\ Ton\ Calcina}{1000} = 2,122\ MWh$$