



**MINISTERIO DE EDUCACIÓN SUPERIOR  
INSTITUTO SUPERIOR MINERO METALÚRGICO DE MOA  
“DR. ANTONIO NÚÑEZ JIMÉNEZ”  
FACULTAD METALURGIA Y ELECTROMECAÁNICA  
DEPARTAMENTO DE METALURGIA - QUÍMICA**

**BALANCES DE MASA Y ENERGÍA DE LOS PROCESOS  
DE SECADO Y TOSTACIÓN REDUCTORA CON EL USO  
DE GAS NATURAL COMO COMBUSTIBLE, EN EL  
PROYECTO FERRONÍQUEL MINERA S.A**

**Trabajo de diploma en opción al título de Ingeniero Metalúrgico**

**Sinh Nguyen Duy**

**Moa**

**2013**



**MINISTERIO DE LA EDUCACIÓN SUPERIOR  
INSTITUTO SUPERIOR MINERO METALÚRGICO DE MOA  
“DR. ANTONIO NÚÑEZ JIMÉNEZ”  
FACULTAD METALURGIA Y ELECTROMECAÁNICA  
DEPARTAMENTO DE METALURGIA - QUÍMICA**

**BALANCES DE MASA Y ENERGÍA DE LOS PROCESOS  
DE SECADO Y TOSTACIÓN REDUCTORA CON EL USO  
DE GAS NATURAL COMO COMBUSTIBLE, EN EL  
PROYECTO FERRONÍQUEL MINERA S.A.**

**Trabajo de diploma en opción al título de Ingeniero Metalúrgico.**

**Diplomante: Sinh Nguyen Duy.**

**Tutores: Prof. Aux. Ing. Amaury Palacios Rodríguez, Dr.C.**

**Prof. Tit. Ing. José Alberto Pons Herrera, Dr.C.**

**Moa**

**2013**

## PENSAMIENTO

---

*“No hay nada más valioso que la Independencia, la Libertad”*

**HO CHI MINH**

*“Estudiar, estudiar más, estudiar siempre”*

**VLADIMIR ILICH LENIN**

## DEDICATORIA

---

*A mis queridos padres*

*A mis queridos hermanos*

*A mis familiares.*

## AGRADECIMIENTO

---

*Agradezco...*

*A mi familia, a mis padres quienes siempre me estimulan y apoyan inmensamente para que pueda educarme como profesional.*

*Al gobierno cubano por haberme brindado la oportunidad de conocer y estudiar en este país heroico. Sin este favor, no habría podido cumplir mis estudios y sueños.*

*A mis tutores Dr.C. Amaury Palacios Rodríguez y Dr.C. José Alberto Pons Herrera por sus paciencias y conocimientos que me han dado. Sin ellos no habría podido realizar este trabajo.*

*A mi novia Yaquelín Pérez Charchabal por su gran cariño, sentimiento y su apoyo durante los cursos de mi carrera en Cuba.*

*A todos los profesores y amigos con quienes, en cualquier momento, siempre puedo contar.*

*¡Muchísimas Gracias!*

## **RESUMEN**

El propósito del presente trabajo fue determinar los índices de consumo del gas natural como combustible empleado en los procesos de secado y tostación reductora, para la obtención de ferroníquel en Moa. Para el objetivo planteado, se desarrolló una metodología de cálculos de los balances de masa y energía de estos procesos, a partir de la mezcla de minerales limonítico y saprolítico del territorio. Una vez obtenidos los resultados correspondientes de los balances, se establecieron los índices de consumo del gas natural como combustible para cada uno de los procesos y se implementó en hoja de EXCEL tablas dinámicas para sus cálculos, se confeccionó una base de cálculo la cual permite evaluar los principales parámetros de control bajo diferentes condiciones tecnológicas y operacionales. Para la validación de la metodología propuesta, se realizaron los análisis comparativos con otras bases de datos del proyecto diseñado originalmente utilizando el carbón como combustible.

## **ABSTRACT**

The purpose of this work was to determine the rates of natural gas as a fuel for the dry and reductive roasting processes, for obtaining ferronickel in Moa. For the proposed objective, was developed a methodology for calculating the mass and energy balances of these processes, from limonitic minerals and saprolitic mix. From the methodology were established consumption rates of natural gas as a fuel for each of the processes and implemented in a dynamic table of EXCEL for calculations. He compiled a database which allows evaluating the main control parameters under different technological and operational conditions. To validate the proposed methodology, comparative analyzes were performed with other databases originally designed project using coal as fuel.

# ÍNDICE

<b>INTRODUCCIÓN .....</b>	<b>1</b>
<b>CAPÍTULO 1. MARCO TEÓRICO .....</b>	<b>4</b>
1.1. RESULTADOS DE LA REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA .....	4
1.2. DESARROLLO DE LA INDUSTRIA DEL FERRONÍQUEL A NIVEL MUNDIAL .....	6
1.2.1. Clasificación de los minerales para la producción de ferroníquel.....	8
1.2.2. Características de la tecnología a instalar en la empresa Ferroníquel Minera S.A en Moa .....	8
1.3. CARACTERIZACIÓN DEL GAS NATURAL COMO COMBUSTIBLE.....	9
1.3.1. Orígenes del gas natural .....	9
1.3.2. Ventajas técnicas del empleo de gas natural como combustible en la industria.....	9
1.4. TEORÍA DEL PROCESO DE SECADO .....	11
1.4.1. Principio físico del secado.....	11
1.4.2. Secado en horno de tambor rotatorio.....	11
1.4.3. Factores que determinan la eficiencia del secado .....	12
1.5. TEORÍA DEL PROCESO DE TOSTACIÓN REDUCTORA.....	14
1.5.1. Factores principales que influyen en la eficiencia del horno de tostación reductora .....	14
1.5.2. Transformaciones físico-químicas que ocurren durante el proceso de tostación reductora en el horno de tambor rotatorio.....	15
Conclusiones del capítulo .....	17
<b>CAPÍTULO 2. MATERIALES Y MÉTODOS .....</b>	<b>18</b>
2.1. ESQUEMA TECNOLÓGICO DEL PROCESO DE OBTENCIÓN DE FERRONÍQUEL EN EL PROYECTO FERRONÍQUEL MINERA S.A.....	18
2.2. CARACTERIZACIÓN DE LOS MATERIALES EMPLEADOS .....	19
2.2.1. Caracterización de la mezcla de mena inicial .....	19
2.2.2. Caracterización del agente reductor.....	22
2.2.3. Caracterización del combustible .....	23



2.3. LEYES Y ECUACIONES EMPLEADAS .....	23
2.4. METODOLOGÍA PARA REALIZAR BALANCES DE MASA Y ENERGÍA DEL PROCESO DE SECADO.....	26
2.4.1. Balance de masa.....	26
2.4.1.1. Cálculo del mineral seco.....	26
2.4.1.2. Cálculo del mineral húmedo .....	27
2.4.1.3. Cálculo del combustible (gas natural).....	28
2.4.1.4. Cálculo del polvo .....	28
2.4.1.5. Cálculo del producto final .....	28
2.4.1.6. Cálculo de gases salientes del horno de secado.....	29
2.4.2. Balance de energía .....	29
2.4.2.1. Calor de la combustión del combustible ( $Q_1$ ).....	30
2.4.2.2. Calor físico del combustible ( $Q_2$ ) .....	30
2.4.2.3. Calor físico del aire para la combustión ( $Q_3$ ) .....	30
2.4.2.4. Calor físico del mineral que entra al horno ( $Q_4$ ).....	31
2.4.2.5. Calor físico del mineral producto ( $Q_5$ ).....	31
2.4.2.6. Calor para el calentamiento y evaporación del $H_2O$ ( $Q_6$ ).....	31
2.4.2.7. Pérdida de calor con el polvo ( $Q_7$ ).....	32
2.4.2.8. Calor físico de los gases salientes ( $Q_8$ ) .....	32
2.4.2.9. Pérdida de calor al medio ambiente ( $Q_9$ ).....	33
2.4.2.10. Determinación del consumo de combustible .....	33
2.5. METODOLOGÍA DE REALIZAR BALANCES DE MASA Y ENERGÍA PARA EL PROCESO DE TOSTACIÓN REDUCTORA .....	34
2.5.1. Balance de masa.....	34
2.5.1.1. Cálculo del carbón reductor.....	34
2.5.1.2. Cálculo del combustible.....	34
2.5.1.3. Cálculo del polvo .....	34
2.5.1.4. Cálculo del producto final .....	35
2.5.1.5. Cálculo de los productos gaseosos .....	35
2.5.2. Balance de energía .....	35
CONCLUSIONES DEL CAPÍTULO .....	36

<b>CAPÍTULO 3. ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE LOS RESULTADOS .....</b>	<b>37</b>
3.1. PROCESO DE SECADO.....	37
3.1.1. Resultados del balance de masa para el proceso de secado .....	37
3.1.1.1. Cálculo de la mena seca .....	38
3.1.1.2. Cálculo de la mena húmeda .....	38
3.1.1.3. Cálculo del producto final del proceso de secado.....	39
3.1.1.4. Cálculo del polvo de salida del secadero.....	41
3.1.1.5. Cálculo del combustible (gas natural).....	42
3.1.1.6. Cálculo de los gases salientes del secadero .....	44
3.1.2. Resultados del balance de energía para el proceso de secado.....	46
3.2. PROCESO DE TOSTACIÓN REDUCTORA EN HORNOS DE TAMBOR ROTATORIO .....	48
3.2.1. Resultados del balance de masa para el proceso de tostación reductora ..	48
3.2.1.1. Cálculo del carbón reductor utilizado en el proceso de tostación reductora .....	49
3.2.1.2. Cálculo del polvo arrastrado con los gases .....	49
3.2.1.3. Cálculo del producto final del proceso de tostación reductora.....	50
3.2.1.4. Cálculo del combustible.....	52
3.2.1.5. Cálculo de los gases salientes del horno de tostación reductora .....	53
3.2.2. Resultado del balance de energía para el proceso de tostación.....	55
3.3. COMPARACIÓN DE LOS ÍNDICES DE CONSUMO DEL GAS NATURAL CON EL CARBÓN COMO COMBUSTIBLE UTILIZADO EN EL PROYECTO FEMSA .....	57
3.4. ANÁLISIS ECONÓMICO DEL GAS NATURAL COMO COMBUSTIBLE .....	59
CONCLUSIONES DEL CAPÍTULO .....	61
<b>CONCLUSIONES GENERALES .....</b>	<b>62</b>
<b>RECOMENDACIÓN .....</b>	<b>63</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA .....</b>	<b>64</b>

## INTRODUCCIÓN

En Cuba existe hoy en día una gran necesidad de incrementar las producciones metalúrgicas, disminuyendo los costos de producción. Por esta razón se han realizado varios proyectos con el objetivo de aumentar las producciones de níquel y sus aleaciones, debido a que se cuenta con reservas de gran importancia contenedoras de este metal.

Con el desarrollo de la metalurgia física en el país, se hace real la posibilidad de obtener este tipo de producto a partir de las materias primas con lo que aumenta el valor de las producciones. Se da la posibilidad de exportar los derivados de níquel, no como concentrados, que son materia prima para otras industrias, sino como componentes del acero y/o ferroaleaciones.

Cuba cuenta con los recursos minerales que permiten desarrollar la producción de ferroaleaciones, puesto que en el territorio de Moa hay reservas que hacen atractiva la posibilidad de construir una planta para la producción de ferroníquel (Fe-Ni), lo que disminuiría la importación de materiales ferroaleados.

La producción de ferroníquel, por la tecnología convencional, consta de tres procesos fundamentales: tostación reductora en hornos rotatorios, fusión y refinación en hornos eléctricos, los cuales procesos necesitan realizar operaciones rigurosamente controladas para la obtención de un ferroníquel con la calidad deseada.

Los hornos rotatorios son muy utilizados en diferentes ramas de la industria, como en el caso de los secaderos de minerales, hornos rotatorios para la industria de cemento, calcinadores de carbonato básico de níquel actualmente utilizados en la Empresa Comandante Che Guevara para la obtención de sinter de níquel, también se utilizan en: Nueva Caledonia, Estados Unidos de América, Brasil, República Dominicana,

Canadá, Rusia, Ghana.

No obstante, los hornos rotatorios poseen características tecnológicas funcionales totalmente distintas en cuanto a tipos de minerales de alimentación, complejidad de procesos, reacciones químicas que ocurren y dimensiones requeridas para la tostación de minerales. Es decir, ellos no pueden ser escalables de forma mecánica, pero sus funciones pueden ser combinadas como el caso de los hornos rotatorios para la tostación reductora de minerales oxidados de níquel previa a la fusión en el horno de arco eléctrico para la producción de ferroníquel.

La producción de ferroníquel en estos equipos se caracteriza por el alto consumo de energía, ya sea energía eléctrica o combustible. Por lo cual se plantea una variante alternativa para la producción de ferroníquel en Cuba, utilizando el Gas Natural como combustible para los procesos de secado y tostación reductora, con el fin de reducir los costos de producción y su impacto ambiental.

El uso de este combustible en plantas de Ferroníquel, como Cerro Matoso (Colombia) y Loma de Níquel (Venezuela), confirman las posibilidades de incorporar este gas en la matriz energética del proyecto Ferroníquel en Moa.

El mundo se ha desarrollado sobre la base de la energía química almacenada por la naturaleza en los combustibles fósiles y actualmente depende de su disponibilidad, comercialización y empleo. El carbón mineral impulsó la revolución industrial y suministró la energía que cambió el mundo en el siglo XIX; luego en el siglo XX, el petróleo se convirtió en el oro negro que dominó la civilización y determinó el ritmo de la economía del planeta.

El desarrollo de la tecnología y la evolución de los precios del petróleo han permitido la explotación, transporte y distribución del gas natural con todas sus ventajas técnicas, económicas y ecológicas.

Basado en lo anteriormente expuesto se establece el siguiente **problema de estudio**:

Insuficiente conocimiento sobre las normas de consumo del gas natural como combustible en los procesos de secado y tostación reductora para la obtención de ferroníquel en el proyecto Ferroníquel en Moa.

**Objeto:**

Procesos de secado y tostación reductora.

**Objetivo general:**

Calcular los índices de consumo del gas natural como combustible en los procesos de secado y tostación reductora para la obtención de ferroníquel en el proyecto Ferroníquel en Moa.

Para dar cumplimiento al objetivo general se plantean las tareas siguientes:

- Gestionar datos prácticos de los procesos de secado y tostación reductora para la realización de los cálculos.
- Elaborar una base de cálculos de balances metalúrgicos de los procesos mediante las tablas dinámicas en Excel.
- Realizar cálculos de los balances de masa y energía del proceso de secado.
- Realizar cálculos de los balances de masa y energía del proceso de tostación reductora.
- Establecer los índices de consumo del gas natural como combustible para los procesos estudiados.
- Realizar los análisis comparativos con otras bases de datos del proyecto diseñado originalmente utilizando el carbón como combustible.

Con el fin de darle solución a la problemática anteriormente expuesta, se propone la siguiente **HIPÓTESIS:**

Si se realizan los balances de masa y energía de los procesos de secado y tostación reductora para la obtención de ferroníquel en el proyecto Ferroníquel en Moa, se podrá conocer económica y tecnológicamente los índices de consumo del gas natural como combustible.

## CAPÍTULO 1. MARCO TEÓRICO

En el capítulo se realiza un análisis acerca de los principales trabajos que han tratado sobre el tema en cuestión, para poder aprovechar sus principales aportes y experiencias, y así mismo se analizan sus principales deficiencias y cómo poder superarlas. También se exponen los fundamentos teóricos de los procesos de secado y tostación reductora, el gas natural como combustible, y las características del proceso de obtención de ferroníquel en el proyecto Ferroníquel en Moa.

### 1.1. Resultados de la revisión bibliográfica

La mayoría de las investigaciones relacionadas con el tema analizado, se han efectuado con la utilización de técnicas del desarrollo de los balances de masa y energía para el proceso de reducción de los minerales oxidados de níquel.

**Hernández & Onichin (1973)** realizaron un estudio de la obtención de ferroníquel por electrofusión a partir de minerales serpentiniticos de Moa. El mineral se mezcló con el carbón de piedra como agente reductor, cuyo consumo varió desde 4,5 a 6 % del mineral seco. Se elaboró un balance de masa para la obtención de ferroníquel, sobre la base del pesaje de los materiales. La extracción de níquel fue de 67 % para el ferroníquel pobre y de más de 95 % para ferroníquel más rico. De esta forma se comprobó que las pruebas investigativas de elaboración de serpentinas de Moa por la vía de electrofusión, mostraron que esta materia prima puede ser elaborada para la obtención de un ferroníquel de 7 a 12 % y a un mayor contenido de níquel, con una alta extracción de este y sin adición de fundente.

Por otra parte **Rodríguez, M (1976)** a través de las pruebas realizadas en la Planta Piloto de Nicaro planteó las etapas de ocurrencia durante la combustión de combustible, las cuales se expresan a continuación:

- Difusión del gas hacia el sólido
- Absorción de la fase gaseosa
- Reacción química en la superficie sólida
- Desorción de los productos gaseosos
- Difusión de los productos gaseosos.

En el mismo trabajo se planteó el modelo cinético de las reacciones de reducción, el cual indica que la velocidad de reacción se determina principalmente por la difusión del gas al interior de las partículas y la concentración de agentes reductores. No obstante este puede variar de acuerdo a la variación de parámetros tales como temperatura, presión y concentración. Si se controla la reacción química, el rendimiento será muy sensible a la temperatura.

**Suárez (1993)** determinó un análisis de la tecnología de pre-reducción de la serpentina para la producción de ferroníquel a partir de los minerales serpentiniticos de Cuba, según el esquema convencional de Hornos Rotatorios – Horno Eléctrico. Se realizó una sustitución parcial de carbón por un agente clorurante con el objetivo de obtener un mayor grado de reducción y mejores índices tecnológicos, por la formación de silicatos de sodio o de calcio, los que disminuyen el punto de fusión de la escoria. Pero, no se desarrollaron los cálculos sobre la base de las reacciones químicas que tienen lugar en el proceso.

**Riverón (2003)** realizó un estudio del balance de masa y energía del horno de arco eléctrico para la obtención de ferroníquel. Los cálculos se realizaron para en proceso de pre-reducción en un horno de soleras múltiples. Sin embargo esta tecnología no se prevé utilizar para la producción de ferroníquel en Moa. El desarrollo de cálculos de los balances se basa en la determinación de los coeficientes de distribución y de los grados de transformación de las reacciones, de forma asumida. Por lo que se presentan errores de cálculos y diferencias inexplicables de los resultados obtenidos.

**Pantoja, S (2008)** presentó una metodología de cálculos utilizando la técnica de balances de masa y energía para la determinación de la cantidad de combustible, para la reducción de los minerales oxidados níquelíferos en el horno de soleras múltiples.

**Reyes (2011)** desarrolló una metodología de cálculo teórico para determinar el consumo de fuel-oil en el horno de soleras múltiples. Se tuvieron en cuenta los principales parámetros como masa, composición mineralógica de la mena alimentada y la eficiencia del horno a partir de las transformaciones físico químicas en las diferentes zonas del horno, en el régimen de explotación normal. Sin embargo esta metodología no es aplicable para las características del proceso de fusión en los hornos de arco eléctrico.

Se observa que en la mayoría de las investigaciones mencionadas se trata de obtener soluciones de problemas o explicar el comportamiento de los minerales mediante el desarrollo de balances metalúrgicos con ciertas consideraciones tecnológicas asumidas.

## **1.2. Desarrollo de la industria del ferroníquel a nivel mundial**

La producción actual de ferroníquel consiste fundamentalmente en la obtención de este producto para la producción de aceros, los cuales requieren de cantidades considerables de elementos ferroaleantes que le impregnen las características físicas mecánicas para su posterior utilización. Los precios del ferroníquel están en dependencia del contenido de níquel que presente, los cuales varían en dependencia de la situación del mercado mundial.

Según las informaciones actualizadas por el proyecto Ferroníquel Minera S.A, a continuación se hace referencia a varias de las principales fábricas a nivel mundial,:

La planta de Ferroníquel de Falcombridge, está localizada en la República Dominicana y entró en operación en el año 1971 diseñada con una capacidad de 30 000 t/a de níquel contenido en el ferroníquel. El material es calcinado y reducido en hornos de tambor rotatorio y luego fusionado en hornos eléctricos obteniéndose un ferroníquel con un 38 % de níquel, el cual es refinado en hornos de cuchara posteriormente.

La planta PT INCO se encuentra en la isla de Sulamessi, Indonesia. Su capacidad de diseño es de 150 000 t/a de ferroníquel. En esta planta hay cinco hornos de tambor rotatorio que calcinan el mineral para la fusión. La energía y el agente reductor son introducidos al horno en forma de petróleo pesado (60 kg/t de la alimentación del



horno) y carbón bituminoso (20 kg/t de alimentación del horno). En dicha planta se obtiene una mata con un bajo contenido de níquel de aproximadamente un 27 %, la cual finalmente es refinada en convertidores Pierce-Smith.

La compañía Pacific Metals Company Ltd está localizada en Japón, entró en operación en mayo de 1957. La producción de ferroníquel en 1997 fue de 41 000 t. El material es calcinado y fusionado en hornos de tambor rotatorio y de arco eléctrico respectivamente, obteniéndose un ferroníquel con un 19 % de níquel, posteriormente es refinado en hornos de cuchara usando carburo de calcio.

La planta de Cerro Matoso S.A está localizada en Colombia y comenzó su operación en 1982. Una segunda línea se incorporó a comienzos de noviembre del 2000. En estos momentos, su capacidad de producción se estima en 60 000 t/a de ferroníquel. Esta planta tiene dos hornos rotatorios, el primero tiene 185 m de largo y 6,1 m de diámetro, pero el segundo solo tiene 135 m de largo y 6,1 m en diámetro. Ambos son alimentados a razón de 175 y 165 t/h respectivamente. La mezcla de carbón bituminoso y antracita es añadida a la alimentación a razón de 4 % de la masa de mineral seco. Los hornos se calientan a contra corriente con gas natural como combustible. El material es calcinado en horno de tambor rotatorio y luego es fusionado en horno de arco eléctrico con lo que se obtiene un ferroníquel con 43,5 % de níquel. Por último, es refinado en la estación de hornos cuchara usando una escoria básica bajo condiciones reductoras.

La planta Le Níquel SLN-ERAMET está localizada en Doniambo, Nueva Caledonia. Fue fundada en 1980 y su primer horno para la fusión de mata fue construido en 1909, el cual fue remplazado por el horno eléctrico para la producción de ferroníquel. El material es calcinado en hornos de tambor rotatorio, seguidos de la fusión en hornos de arco eléctrico, obteniéndose un ferroníquel de 22 a 28 % de níquel. El mismo es refinado en hornos de cucharas usando carburo de calcio como reactivo.

La principal empresa productora de ferroníquel en Brasil es la de Morro do Níquel S.A en Peatapolis, Minas Gerais que comenzó a funcionar en 1962. El mineral es de tipo silicato que contiene aproximadamente 2 % de níquel y 6 % de hierro. Es secado y precalentado a 815,56 °C en un horno rotatorio de 2,44 m de diámetro y 51,82 m de

largo. Al calcinado se le añade carbón, luego es fusionado en un horno eléctrico de 4 800 kVA equipado con tres electrodos de autococción. El ferroníquel crudo obtenido contiene aproximadamente 30 % de níquel.

### **1.2.1. Clasificación de los minerales para la producción de ferroníquel**

El níquel se encuentra en la naturaleza en dos formas: minerales sulfurosos y oxidados. Aproximadamente 36 % de las reservas de níquel en el mundo occidental se presenta en forma de sulfuros y el 64 % como minerales oxidados. Según la composición química, los minerales lateríticos se clasifican en dos grupos principales:

- Minerales de alto magnesio: saprolita o serpentina, que como regla son procesados por fusión. Este proceso consiste en que el níquel sustituye al magnesio en la malla de los silicatos de magnesio, y puede lograrse por la fusión bajo condición reductora.
- Minerales de alto hierro y bajo magnesio, son conocido como limonita. El níquel es relativamente débil enlazado con la goethita y por tanto se puede recuperar mediante la reducción selectiva por lixiviación amoniacal, con alto contenidos de níquel y cobalto recuperados.

### **1.2.2. Características de la tecnología a instalar en la empresa Ferroníquel Minera S.A en Moa**

La tecnología de obtención de ferroníquel a instalar en la empresa Ferroníquel Minera S.A tiene las características siguientes:

- Posibilidad demostrada de utilización de mezclas metalúrgicas: limonita + saprolita + polvos.
- Aplicación del sistema: aglomeración – homogeneización en secaderos.
- Utilización de carbón como combustible y reductor.
- Sistema de limpieza de los polvos de secaderos por vía húmeda.
- Granulación escorias de refinación y su utilización industrial.
- Recuperación de níquel en ferroníquel y en las escorias.

### **1.3. Caracterización del gas natural como combustible**

El gas natural es un combustible fósil formado por un conjunto de hidrocarburos que, en condiciones de reservorio, se encuentran en estado gaseoso o en disolución con el petróleo.

El principal componente del gas natural es el metano, que usualmente constituye el 80 % del mismo, y otros componentes en proporciones menores tales como etano, propano, vapor de agua, sulfuro de hidrógeno, dióxido de carbono y nitrógeno.

#### **1.3.1. Orígenes del gas natural**

El gas, como el petróleo, se encuentra en el subsuelo, contenido en los espacios porosos de ciertas rocas, en estructuras geológicas llamadas yacimientos los cuales pueden ser de tres tipos:

- Yacimientos de gas asociado, donde el gas está disuelto o separado pero en contacto con el petróleo.
- Yacimientos de gas seco, donde el producto principal o único es el gas mismo.
- Yacimientos de condensados, donde el gas se encuentra mezclado con hidrocarburos líquidos y a este tipo de gas se le denomina gas húmedo.

#### **1.3.2. Ventajas técnicas del empleo de gas natural como combustible en la industria**

Al tener en cuenta las ventajas económicas, en realidad también resulta que el gas natural es un combustible considerablemente mejor en todos los aspectos a todos los demás; así se puede demostrar, analizando algunas consideraciones técnicas en las tres etapas de empleo de combustibles en plantas industriales: pre-combustión, combustión y post-combustión.

##### **Etapas de pre-combustión**

Cuando llega el gas natural a una región, necesariamente se ha construido gaseoductos para transporte y distribución. Al considerarse que el gas natural no requiere más instalaciones de precombustión que la estación de recepción y el circuito

interno de distribución por tuberías, es decir, no requiere preparación previa a su utilización, como por ejemplo, calentarlo, pulverizarlo o bombearlo como ocurre con el petróleo o el carbón.

### **Etapas de combustión**

La única desventaja asumible del empleo de gas natural en algunos procesos industriales, precisamente por la facilidad de su combustión, resulta la menor emisividad de la llama del gas natural, lo cual teóricamente representa una menor transferencia de calor por radiación. En la práctica, ha podido comprobar que siempre se puede compensar tal deficiencia, aplicando la tecnología adecuada y efectuando una correcta regulación de la llama.

Sin embargo, aprovechando la facilidad de combustión del gas natural se puede conseguir combustión completa utilizando menores excesos de aire, lo cual puede permitir actuar convenientemente sobre la temperatura de llama.

### **Etapas de post-combustión**

La limpieza de los gases de combustión del gas natural representa una ventaja ecológica desde el punto de vista de control ambiental, pero un verdadero desperdicio desde el punto de vista energético, porque representa energía útil que en lugar de arrojarse a la atmósfera podría convertirse en calor útil en innumerables aplicaciones industriales.

### **Reacciones de la combustión**

En la combustión homogénea, la reacción química comienza tan pronto como la mezcla de combustible y aire tiene lugar. La mezcla del combustible con el aire se produce a consecuencia de la turbulencia que se induce en la corriente aire/gas a la salida del quemador y las diferencias de densidad entre la llama y los alrededores. Las reacciones de la combustión completa del gas natural son:





El nitrógeno contenido en el gas natural se comporta como inerte en el proceso de combustión, ya que la formación de óxidos de nitrógeno no afecta la cantidad de aire necesario para la combustión.

#### **1.4. Teoría del proceso de secado**

El proceso de secado de un material va destinado a eliminar el agua presente en el mismo para poder ser tratado posteriormente de acuerdo a los requerimientos tecnológicos.

Este proceso puede ser realizado en varios equipos cómo son: Estufas, hornos directamente aplicándole calor a un recipiente que contenga dicho material.

En este caso particular, se emplean los hornos de tambor rotatorios que son equipos definidos y usados con frecuencia para estos procesos.

##### **1.4.1. Principio físico del secado**

El proceso de secado está caracterizado simultáneamente por una transferencia de calor y otra de masa.

Mientras en la superficie de la sustancia se produce un proceso de evaporación superficial, en el que la velocidad de extracción de la humedad, llamada velocidad de secado, estará afectada por la transferencia de calor y de masa en la superficie del material.

##### **1.4.2. Secado en horno de tambor rotatorio**

El horno se compone de forma general por los siguientes equipos y agregados: cilindro metálico horizontal, puntos de apoyo, el mecanismo de movimiento, los quemadores y el enfriador. Además de estos elementos constructivos principales, los hornos de tambor rotatorio pueden tener agitadores e intercambiadores de calor, así como instalaciones especiales para la alimentación de los materiales sólidos y gaseosos.

Estos hornos pueden ser cortos (hasta 8 metros) y largos (mayores de 8 metros) y

poseen en su interior elementos levantadores que son los encargados de permitir la transferencia de calor entre el gas caliente y el mineral, además el tambor secador posee un sistema motriz, acoplado al cuerpo de este, que le permite rotar alrededor de su eje.

El tambor secador exteriormente se apoya en dos llantas que posee sobre dos pares de rodillo. Por otra parte, internamente el secadero está formado cerca de la cámara de combustión por unas guías o deflectores soldados al cuerpo del tambor que son los que dirigen el mineral hacia el interior de la parte cilíndrica del tambor.

### **1.4.3. Factores que determinan la eficiencia del secado**

Los factores fundamentales que influyen en la eficiencia del secado son los siguientes:

- Características del mineral alimentado: Aquí se tiene en cuenta entre otros factores, la granulometría y humedad del mineral alimentado, los que están relacionados directamente. La alimentación de un mineral muy fino dificulta el proceso de secado debido fundamentalmente a que se elimina solo el agua superficial, quedándose el agua reticular o interna que ayuda a la aglomeración del mineral, provocando un aumento de humedad en el producto secado.

Por tanto es necesario homogeneizar el mineral antes de alimentar a los secaderos para mejorar la humedad del producto final. Es decir que se disminuye el consumo de combustible y se mejora la eficiencia de los tambores secadores.

- Tiempo de retención del mineral: Este factor determina el tiempo medio necesario de permanencia del mineral dentro del secadero para que sea tratado de forma adecuada, ya que el mineral en dependencia de otros factores, puede tardar mayor o menor tiempo al llegar al final del secadero.

Este tiempo se determina de forma experimental y es importante conocerlo para garantizar un producto con las características correctas, el cual se determina a través de la expresión siguiente:

$$T = \frac{0.00783 \cdot L}{SDDN}$$

donde:

L–Longitud (m).

SD–Inclinación (m/m).

D- Diámetro (m).

N-Velocidad de rotación (r/min).

Esta ecuación determina el tiempo de retención o también llamado tiempo de residencia del mineral.

- Velocidad del gas: Este factor es importante y se calcula en base a la capacidad del secadero. Una velocidad alta de los gases caliente provoca poco contacto entre las fases (gases y mineral) lo que conlleva a un secado deficiente del mineral. Además el arrastre de polvo aumenta llevando consigo partículas con alto contenido de humedad que pueda afectar el sistema de limpieza de gases. De lo contrario, una baja velocidad de los gases, que puede ser producto de una condición de avería o mala operación puede provocar un recalentamiento de la superficie del secado, un deficiente secado debido a la saturación de estos gases calientes y también recalentamiento de la cámara de combustión con posible desprendimiento de ladrillos. Por esto, la velocidad de los gases debe ser la adecuada (según cálculo) para garantizar una buena operación durante el secado.
- Temperatura del aire o gas: Ocurrirá lo mismo que lo antes escrito ya que la velocidad depende directamente de la temperatura, además con gases muy calientes se afecta el sistema de colección de polvo en los electrofiltros, puesto que la eficiencia decae producto de que los gases arrastran el polvo (con un diámetro pequeño la cortina de mineral que se forma recorre un tramo muy corto lo que no le permite estar mayor tiempo en contacto con los gases). Todo lo contrario ocurre cuando se usa un diámetro grande. El diámetro se calcula en dependencia de la cantidad de mineral, entre otras cosas, y no puede ser infinitamente grande porque el consumo de energía es proporcional al diámetro y a la carga del tambor secador.

- Longitud del secado: También se tiene en cuenta desde el punto de vista de la capacidad del secadero. Esta longitud debe ser tal que permita el secado del material (mineral) que se alimenta hasta la humedad requerida a la máxima capacidad.

En la primera mitad del tambor la humedad se elimina en mayor cuantía por estar los gases más caliente siendo requerida la longitud restante para liquidar una cantidad pequeña de humedad.

### **1.5. Teoría del proceso de tostación reductora**

En sentido metalúrgico, la tostación reductora de una sustancia mineral es la descomposición térmica sin llegar a la temperatura de fusión de la misma y necesariamente el proceso se lleva a cabo con presencia de un agente externo que en este caso es el reductor. El objetivo de la tostación reductora es eliminar del mineral la materia estéril de naturaleza gaseosa, facilitando la posterior reducción o su asimilación por baños fundidos. El dióxido de carbono, y el agua de composición, por su elevada capacidad calorífica y capacidad oxidante, enfrían la carga, queman carbón, y diluyen los gases de reacción aumentando el caudal a depurar.

#### **1.5.1. Factores principales que influyen en la eficiencia del horno de tostación reductora**

Los principales factores que influyen en la eficiencia del horno de tostación reductora son las siguientes:

- Temperatura: es un parámetro fundamental en todo el proceso pirometalúrgico, ya que la temperatura facilita el cambio de estado o el debilitamiento de la estructura cristalina del mineral procesado. El perfil de temperatura se mantiene mediante la utilización de los quemadores de combustible que se encuentran en las cámaras de combustión.

Durante la operación del horno se debe mantener un perfil de temperatura que garantice un calentamiento gradual para que la eliminación de agua interna en los silicatos no sea brusca y no se afecte la extracción del níquel.

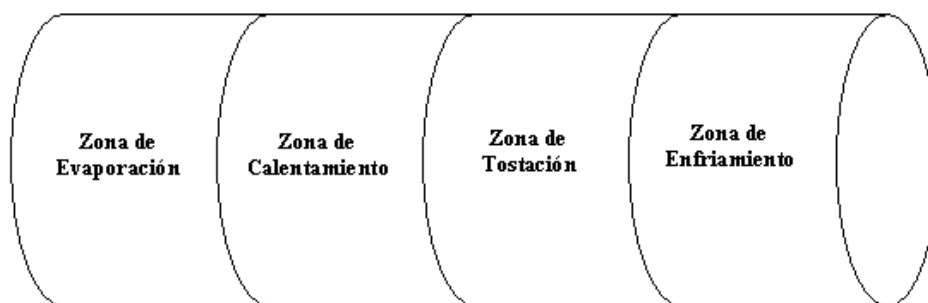


- Granulometría de la materia prima: Por este ser un proceso heterogéneo la granulometría de la materia influye en los buenos resultados de reducción. Las reacciones ocurren fundamentalmente en la línea divisoria de las fases y la velocidad de la reacción está determinada por la penetración del gas al interior de la partícula. Si estas son pequeñas, aumentará la superficie activa del mineral, será mayor el contacto entre las fases, lo que incide directamente en la conversión de la reacción.
- Composición de la materia prima: Atendiendo a esta se fijan las temperaturas en el horno y el régimen de calentamiento de mineral así por ejemplo, cuando el mineral es serpentinitico o sea que su porcentaje de hierro sea bajo, el régimen de temperatura debe ser más alto, así como la concentración de reductores debe ser elevada para reducir el níquel en el momento del debilitamiento de los cristales por la expulsión de agua cristalina. Para el mineral laterítico las condiciones de reducción pueden ser menos severas ya que estos minerales se reducen a bajas temperaturas (alrededor de 500 °C).
- Estabilidad en la alimentación: La inestabilidad en la alimentación al horno afecta seriamente el perfil de temperaturas, y por ende la operación del mismo, ya que todas las condiciones son fijadas para el tonelaje a procesar.
- Tiempo de retención: En este equipo éste es un factor que incide directamente en los resultados de la reducción por el grado de terminación de la reacción.

### **1.5.2. Transformaciones físico-químicas que ocurren durante el proceso de tostación reductora en el horno de tambor rotatorio**

Al horno es alimentado un material que está compuesto por elementos metálicos oxidados. Junto con el material se añade también el reductor, con el objetivo de mezclar ambos reactivos y reducir parcialmente hasta su fase metálica al óxido de níquel, óxido de cobalto, y al óxido de hierro II, una parte hasta hierro metálico y otra hasta óxido de hierro.

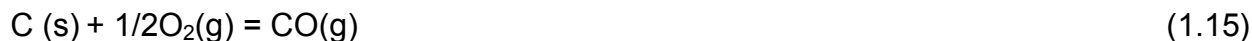
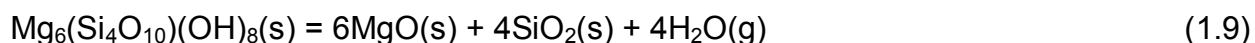
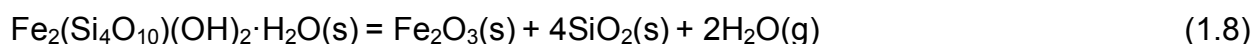
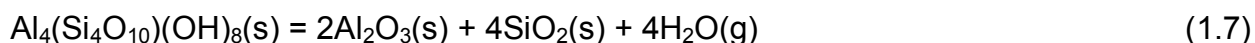
Tecnológicamente, el horno se divide en las zonas correspondientes al régimen de temperatura prefijada de los materiales, las cuales se muestran en la figura 1.1.



**Figura 1.1.** Las zonas tecnológicas en el interior del horno

En la zona de evaporación, ocurre la eliminación de la humedad externa de los minerales. Y luego, en la zona de calentamiento se disocian la goethita y la gibbsita en un rango de temperatura de 110 a 750 °C. Por último en la zona de tostación se disocian los demás minerales (serpentina, nontronita, halloysita), excepto la cromoespinela y ocurre además la reducción parcial del níquel y hierro para la formación de prototipo de ferroníquel a las temperaturas de 750 hasta 1100 °C.

Las transformaciones que ocurren en el interior del horno se pueden expresar por las siguientes ecuaciones:



## **Conclusiones del capítulo**

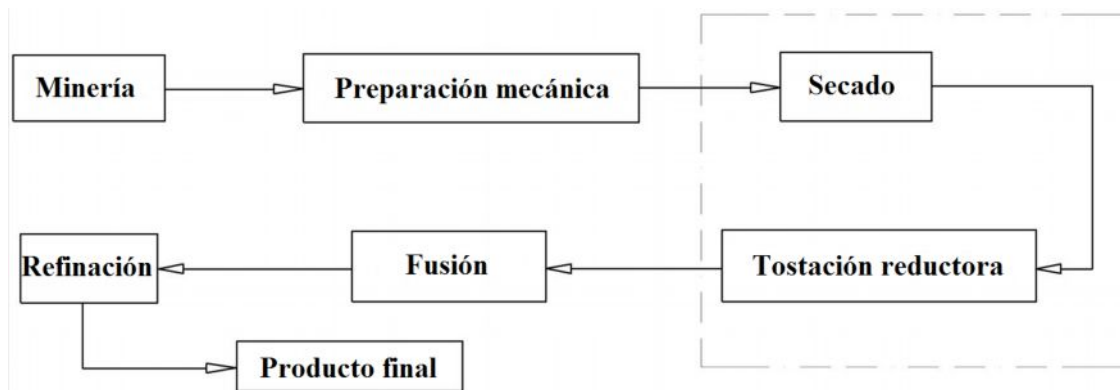
- ↳ Como resultado de la revisión bibliográfica relacionada con la temática desarrollada, se comprobó que no existe información técnica, sobre el uso del gas natural como combustible en los procesos de producción de ferroníquel.
- ↳ Los parámetros fundamentales que se consideran durante los procesos de secado y tostación reductora en el horno de tambor rotatorio son: la humedad, el consumo del agente reductor, el consumo de combustible.

## CAPÍTULO 2. MATERIALES Y MÉTODOS

Los métodos a utilizar en cualquier investigación y su posterior ejecución son las herramientas fundamentales para asegurar la teoría de dicha investigación. Por estas razones, se describen los materiales y métodos utilizados en el transcurso del trabajo. En el capítulo se caracterizan los materiales empleados y luego se desarrolla una metodología para los cálculos de balances de masa y de energía en los procesos de secado y de tostación reductora de los minerales que utilizará la planta de Ferroníquel en Moa.

### 2.1. Esquema tecnológico del proceso de obtención de ferroníquel en el proyecto Ferroníquel Minera S.A

La tecnología de producción de ferroníquel a emplear en el proyecto Ferroníquel Minera S.A se muestra en la figura siguiente:



**Figura 2.1.** Esquema tecnológico del proceso de obtención de ferroníquel

En la figura 2.1 se muestra que la tecnología de obtención de ferroníquel consiste en cinco procesos fundamentales como son: preparación mecánica del mineral, secado, tostación reductora, fusión y refinación.

El mineral extraído de la minería, se caracteriza y se selecciona según sus propiedades físicas y químicas, luego se alimenta a la trituración primaria, reduciéndose el tamaño del material de 600 mm hasta 200 mm, luego es trasladado por bandas transportadoras hasta la trituración secundaria, donde se mezcla con los polvos colectados en las plantas de calcinación, fundición y refinación, con el objetivo de aprovechar los polvos, reducir la humedad del mineral y favorecer la trituración del mineral hasta 75 mm.

El mineral triturado pasa por el proceso de secado, reduciéndose la humedad de 26 a 20 %. El mineral seco se somete a la trituración terciaria para reducir el tamaño hasta 30 mm y de ahí ser alimentado a los hornos de tostación reductora.

En el área de calcinación, el mineral mezclado con el carbón reductor será secado, tostado y pre-reducido en los hornos de tostación horizontales. El producto tostado caliente pasará por cribas rotatorias acopladas a cada horno de tostación. Luego se alimentará al horno de fusión eléctrico donde el cual será reducido, fusionado y el ferroníquel crudo será separado de la escoria. El metal será descargado y transportado al área de refinación del ferroníquel crudo. En el proceso de refinado se utilizan diferentes aditivos, para eliminar las principales impurezas: Carbono, Fósforo, Azufre. El ferroníquel refinado es granulado y embasado como producto final para su comercialización.

## **2.2. Caracterización de los materiales empleados**

Los materiales a emplear en la investigación son: la materia prima (mezcla de menas), la mezcla carbón antracita y bituminoso como agente reductor y el combustible (Gas Natural).

### **2.2.1. Caracterización de la mezcla de mena inicial**

La composición química de los principales tipos tecnológicos de menas del yacimiento Yamanigüey, que se muestra en la tabla siguiente:

**Tabla 2.1.** Composición química por tipo tecnológico de mena

Litología	Ni	Co	Fe	MgO	SiO <sub>2</sub>	Fe/Ni	SiO <sub>2</sub> /MgO
FL	1,590	0,135	38,630	4,640	12,690	25,300	4,000
FS	2,000	0,055	21,430	18,380	27,230	11,200	1,600
FD1	2,200	0,047	21,870	19,750	25,900	9,900	1,400
FD2	1,310	0,030	14,530	27,580	33,900	10,900	1,200

FL: Mineral Ferroníquel Limonítico, FS: Mineral Ferroníquel Saprolítico (serpentina blanda), FD1: Mineral Ferroníquel Duro (serpentina dura tipo 1) y FD2: Mineral Ferroníquel más duro (serpentina muy dura).

Del análisis de la tabla 2.1 se observa el siguiente comportamiento de los elementos principales y las variables que se consideran en el mineral inicial de alimentación a la planta:

**Níquel:** Su comportamiento es relativamente estable para todas las fases mineralógicas expuestas. Siendo las muestras de saprolita y serpentina dura (FS y FD1) las que más aportan níquel; después le sigue la muestra limonita (FL) y por último la FD2.

**Hierro:** Su contenido es relativamente alto en la muestra limonita (FL), y esto se disminuye notablemente en las muestras de serpentina.

**Relación sílice-magnesio:** Su comportamiento es similar ( $\leq 1,4$  como promedio), con tendencia a disminuir ligeramente según la dureza de los minerales. La muestra Ferroníquel limonítico (FL) posee la mayor valor de esta relación.

**Relación Fe/Ni:** Se corrobora el incremento de la relación Fe/Ni para la muestra limonita (FL), que contiene mayor porcentaje del hierro. Entre las demás muestras de minerales esta relación es considerable uniforme.

A partir de los resultados obtenidos de la composición de las muestras tecnológicas se obtienen diferentes mezclas de minerales que cumplen las características deseadas, una de las cuales presenta la composición química como en la tabla siguiente:

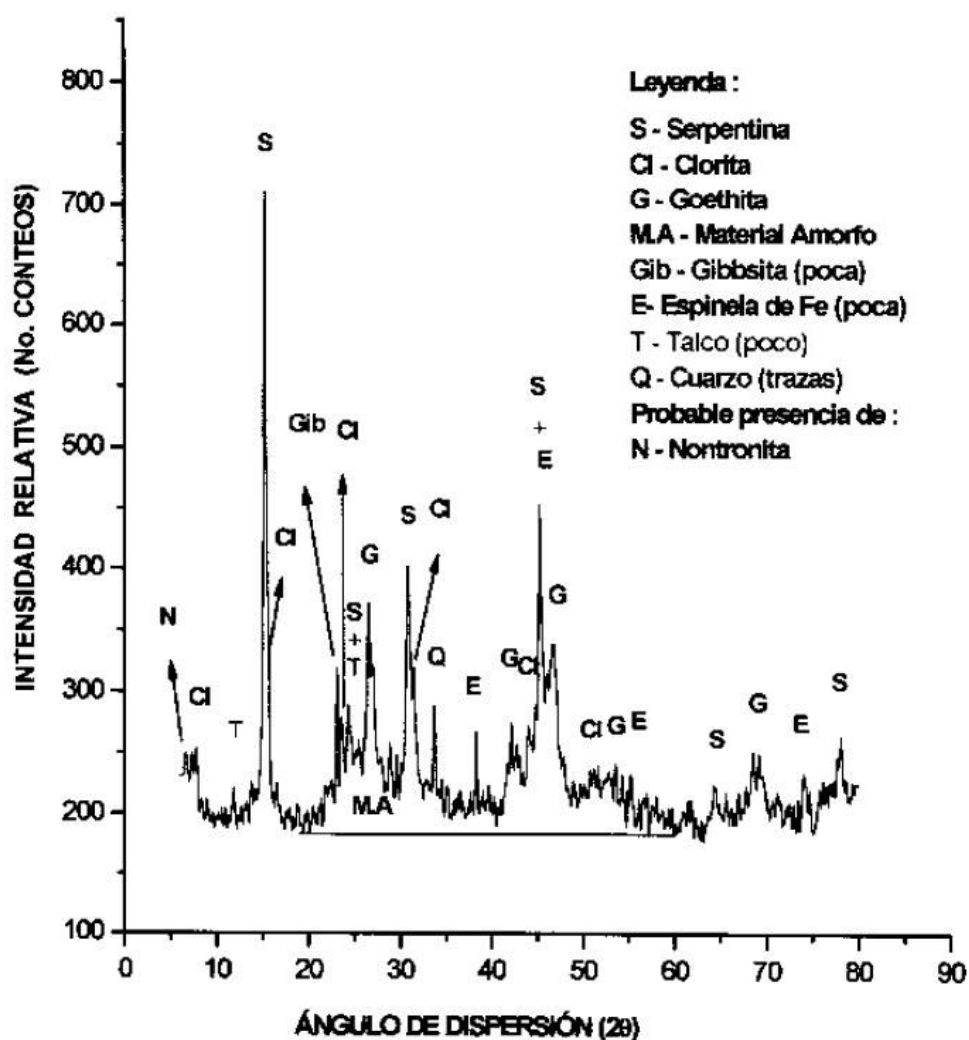
**Tabla 2.2.** Composición química de la mezcla de minerales

Ni	Co	Fe	Al	Mn	Mg	Cr	SiO <sub>2</sub>	Cu	Zn	H <sub>2</sub> O	O	Otros
1,850	0,060	18,500	2,473	0,221	13,842	0,684	30,140	0,020	0,008	12,000	19,601	0,601

Se observa en la tabla 2.2 que la composición química deseada de la mezcla no es

una composición promedio de las muestras tecnológicas expuestas.

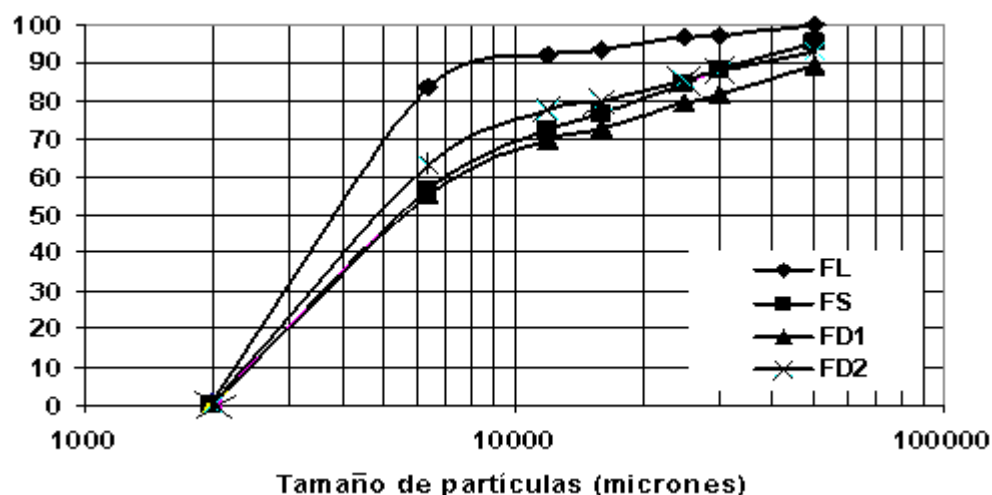
Las variantes de alimentación a la planta de Ferroníquel en Moa estudiadas hasta los niveles de pre-reducción, a través del análisis mineralógico (**DRx**) en CEDINIQ – Moa se confirman la posibilidad de utilizar mezclas de minerales limoníticos y saprolíticos. Las cuales poseen principales características mineralógicas mostradas en la figura 2.2.



**Figura 2.2.** Difractogramas típicos de los minerales presentes en el yacimiento Yamanigüey

Por siguiente, el mineral cernido por la criba de 75 mm para cada tipo tecnológico de menas fue almacenado. Posteriormente fue muestreado para realizar estudio de caracterización granulométrica por vía seca.

En la figura 2.3, se muestran las curvas de distribución granulométrica sumaria (por menos) para cada tipo tecnológico de mena recibidas.



**Figura 2.3.** Distribución granulométrica para cada tipo tecnológico

Como se observa en la figura 2.3, los minerales del tipo saprolíticos (FS, FD1 y FD2) presentan curvas de distribución granulométricas semejantes. La muestra FL posee un incremento en peso de la fracción menor de 6,3 mm de 28,5 % con respecto a la FD1 y algo inferior a la FD2 (20,2 %).

### 2.2.2. Caracterización del agente reductor

Para el proceso de tostación reductora se utiliza la mezcla del carbón antracita y el bituminoso como agente reductor. Esta mezcla posee las características deseadas para el proceso de tostación reductora, la cual tiene la composición química expuesta en la tabla 2.3.

**Tabla 2.3.** Composición química la mezcla de carbón

Componente	C	A	W	Otros	Total
%, kg	62,300	8,536	5,406	23,758	100,000

Se observa en la tabla 2.3 que la composición química de la mezcla es la composición deseada que favorecerá al proceso de reducción del mineral en cuanto a su presencia en las últimas zonas tecnológicas del horno.



### 2.2.3. Caracterización del combustible

La composición del gas natural incluye diversos hidrocarburos gaseosos, con predominio del metano, por sobre el 90 %, y en proporciones menores etano, propano, butano, pentano y pequeñas proporciones de gases inertes como dióxido de carbono y nitrógeno. El gas natural seleccionado como combustible posee una composición típica como la siguiente:

**Tabla 2.4.** Composición química de los compuestos en el gas natural

Compuesto	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	H <sub>2</sub> S	N <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	Total
%, kg	97,000	1,143	0,200	0,007	1,280	0,370	100,000

Por otra parte, se ha determinado su composición química de los elementos que lo componen, la cual se muestra en la tabla 2.5.

**Tabla 2.5.** Composición química de los elementos en el gas natural

Elemento	C	H	O	S	N	Total
%, kg	73,944	24,500	0,269	0,007	1,280	100,000

Se observa en la tabla 2.5 que el gas natural posee un alto porcentaje del carbono y una relación aproximada C/H de 3, los cuales resultan que su poder calorífico es mayor en comparación con los demás combustibles conocidos y utilizados en la práctica industrial.

### 2.3. Leyes y ecuaciones empleadas

Para la realización del cálculo de balance de masa y energía se utilizan frecuentemente las leyes siguientes:

- Ley del contenido.
- Ley de equivalencia másica.
- Ley de conservación de la masa.
- Ley de conservación de energía.

### Ley del contenido másico

Esta ley plantea que el porcentaje de los elementos o compuestos en un flujo másico es la fracción de los mismos en la masa que los contiene (flujo).

$$Ley(me(x)) = \frac{m(me(x))}{m(MP)} \cdot 100 \% \quad (2.1)$$

Se despeja la masa del metal, se obtiene:

$$m(me(x)) = \frac{Ley(me(x)) \cdot m(MP)}{100 \%} \quad (2.1^*)$$

Análisis de unidades:

$$[m(me(x))] = \frac{\% \cdot kg}{\%}$$

donde:

$Ley(me(x))$ , es el porcentaje de metal (x) que hay en la materia prima inicial, %

$m(me(x))$ , es la masa de metal (x) que se desea calcular, kg;

$m(MP)$ , es la masa de la materia prima, kg.

### Ley de equivalencia másica

La ley de equivalencia másica se basa en la estequiometría, la cual se ocupa de la combinación de elementos y compuestos. Las relaciones que se obtienen de los coeficientes numéricos entre un elemento y un compuesto químico son los coeficientes estequiométricos que permiten calcular la cantidad de sustancia del elemento en relación con la del compuesto.

$$\begin{aligned} \frac{n(Comp(x))}{n(Elmnt(x))} &= \frac{a}{b} \\ b \cdot n(Comp(x)) &= a \cdot n(Elmnt(x)) \\ \frac{b \cdot m(Comp(x))}{MM(Comp(x))} &= \frac{a \cdot m(Elmnt(x))}{m(Elmnt(x))} \\ m(Elmnt(x)) &= \frac{a \cdot m(Comp(x)) \cdot MM(Elmnt(x))}{b \cdot MM(Comp(x))} \end{aligned} \quad (2.2)$$

Análisis de unidades:

$$[m(\text{Elemnt}(x)) = \frac{g(m(\text{Elemnt}(x))}{\text{átomd}(m(\text{Elemnt}(x)))} \cdot \frac{\text{átomd}(\text{Comp}(x))}{g(\text{Comp}(x))} \cdot \frac{\text{átomd}(m(\text{Elemnt}(x)))}{\text{átomd}(\text{Comp}(x))} \cdot \text{kg}(\text{Comp}(x)) = [\text{kg}(\text{Elemnt}(x))]$$

donde:

$m(\text{Elemnt}(x))$ , es la masa del elemento ó compuesto (x) a calcular, kg;

$m(\text{Comp}(x))$ , es la masa del compuesto ó elemento (x) calculado, kg;

$MM(\text{Elemnt}(x))$ , es la masa molar del elemento (x), g/átomo;

$MM(\text{comp}(x))$ , es la masa molar del compuesto (x), g/mol.

### Ley de conservación de masa

Esta ley dice que la materia ni se crea, ni se destruye, solo se transforma.

$$m(\text{MP}(x)) = m(\text{producto}(x)) + m(\text{acumulada}(x)) \quad (2.3)$$

Análisis de unidades:

$$\begin{aligned} [m(\text{MP}(x))] &= \text{kg}(m(\text{producto}(x))) + \text{kg}(m(\text{acumulada}(x))) \\ [m(\text{MP}(x))] &= \text{kg} \end{aligned}$$

donde:

$m(\text{MP}(x))$ , es la masa de la materia prima, kg;

$m(\text{producto}(x))$ , es la masa del producto (x), kg;

$m(\text{acumulada}(x))$ , es la masa acumulada durante el proceso, kg.

### Ley de conservación de energía

La ley de conservación de energía significa que la energía ni se genera, ni se pierde, solo se transforma.

$$\sum Q(\text{entrada}(x)) = \sum Q(\text{salida}(x)) + \sum Qp(x) \quad (2.4)$$

donde

$\sum Q(\text{entrada}(x))$ , sumatoria de los calores (x) que entran al proceso, kJ;

$\sum Q(salida(x))$ , sumatoria de los calores (x) que salen del proceso, kJ;

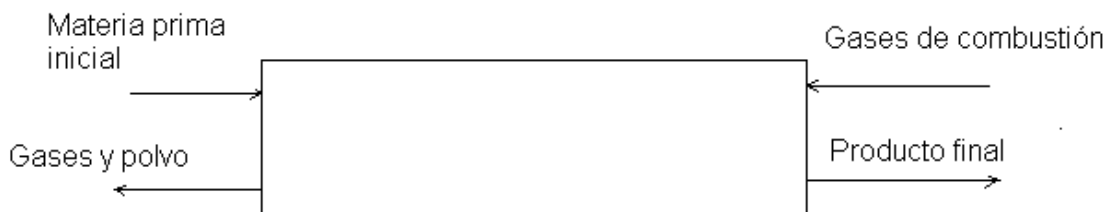
$\sum Qp(x)$ , sumatoria de los calores de pérdidas (x), kJ.

## 2.4. Metodología para realizar balances de masa y energía del proceso de secado

Los cálculos para los balances de masa y energía para el proceso de secado se apoyaron fundamentalmente en la ley de contenido de los elementos así como los cálculos estequiométricos, en la ley de conservación de la masa y de energía.

### 2.4.1. Balance de masa

Uno de los pasos importante de la metodología de balance es la esquematización del sistema material, el cual para el caso del horno de tambor rotatorio utilizado para el proceso de secado se representa en la figura siguiente:



**Figura 2.4.** Representación esquemática del horno para el proceso de secado

En la figura 2.4, se observa que los principales componentes que se alimentan al horno son: la materia prima y los gases de combustión del combustible y como productos son: el producto final, los gases y el polvo.

#### 2.4.1.1. Cálculo del mineral seco

Con el apoyo en los datos de las composiciones química y mineralógica de la mezcla de mineral y del análisis previo del sistema material, se realiza el primer paso del establecimiento de la base de cálculo del balance para 1000 kg, a través del cálculo de la composición de los elementos y compuestos de los minerales de mena seca. El procedimiento del cálculo consta de los siguientes pasos:

- Paso 1: Determinar la masa de los compuestos simples: NiO, CoO, CuO, MnO,

ZnO, SiO<sub>2</sub> libre, Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub>.

- Paso 2: Determinar la masa de la cromo-espenila, a partir de la masa del cromo que representa en el mineral. Luego, al utilizar la ecuación 2.2 se obtienen la cantidad másica de los elementos que componen esta fase.
- Paso 3: Una vez determinada la masa de magnesio en la cromo-espenila, se realiza el cálculo para determinar la masa del mismo en la serpentina, ya que el magnesio solo se encuentra en la cromo-espenila y la serpentina. Posteriormente, se determina la masa de la serpentina según la ecuación 2.1\*.
- Paso 4: Realizar el cálculo para determinar la masa de los demás compuestos superiores: goethita, gibbsita, halloysita y nontronita. Para obtener los valores de estas cuatro incógnitas, se establece un sistema de cuatro ecuaciones matemáticas que representan estequiométricamente las cantidades másicas de hierro, aluminio, óxido de silicio y agua interna en estos compuestos. Al resolver el sistema de ecuaciones establecido, se determinan las masas de estos últimos compuestos superiores y de los elementos en los mismos.

Una vez finalizado el cálculo de los elementos y compuestos en el mineral seco, se determina la composición racional de los mismos en la materia prima seca.

#### **2.4.1.2. Cálculo del mineral húmedo**

El mineral alimentado al horno tiene una humedad entre 26 y 30 %, mientras los cálculos anteriores se realizaron para el mineral seco, por tanto se necesita determinar la masa de agua libre contenido en la mena. La expresión para la determinación de la masa del agua es:

$$\frac{m(H_2O)}{m(H_2O)+1000} \cdot 100 = w \quad (2.5)$$

donde

m(H<sub>2</sub>O): masa de agua libre contenido en el mineral, kg;

w: humedad del mineral inicial, %.

A la tabla de composición racional de mineral seco se agrega la masa del agua libre

donde se mantienen fijas las masas de los otros elementos, luego se calcula el porcentaje de los compuestos correspondientes en el mineral húmedo.

#### **2.4.1.3. Cálculo del combustible (gas natural)**

Este cálculo se realiza para un kilogramo de combustible. Primeramente se calcula la composición racional del combustible y luego se determina la de los gases de combustión y del aire para la combustión. Teniendo en cuenta que existen dos tipos de gases durante el proceso de secado, gases tecnológicos y gases de combustión, por tanto se deben cuantificar por separados, en tablas diferentes y se integran finalmente en la de gases salientes. La cantidad de combustible se determinará en el balance energético posteriormente. Luego, se multiplica esta cantidad real de combustible por la composición de los gases por unidad, se obtiene su composición racional real.

#### **2.4.1.4. Cálculo del polvo**

Uno de los objetivos importantes de este proceso es eliminar cierta cantidad de agua en el mineral inicial, es decir, el producto sólido que está contenido el polvo, sin tener en cuenta la humedad, tiene la misma composición racional que la del mineral seco inicial.

En la industria por lo general el contenido de polvo se determina por la cantidad del mismo retenido en los electrofiltros, con respecto a la cantidad total de los productos sólidos que salen del horno. La composición de polvo se determina a través del contenido de elementos y compuestos en el producto final que contiene el polvo. Según los datos experimentales obtenidos en la práctica, el arrastre de polvo es de 5 % respecto a la masa total de los productos sólidos obtenidos del proceso.

#### **2.4.1.5. Cálculo del producto final**

La masa del producto final del proceso se determina de la siguiente forma:

$$m_{\text{producto final}} = m_{\text{producto con polvo}} - m_{\text{polvo}}$$

La composición racional del producto final se determina utilizando las ecuaciones (2.1) y (2.1\*).

#### 2.4.1.6. Cálculo de gases salientes del horno de secado

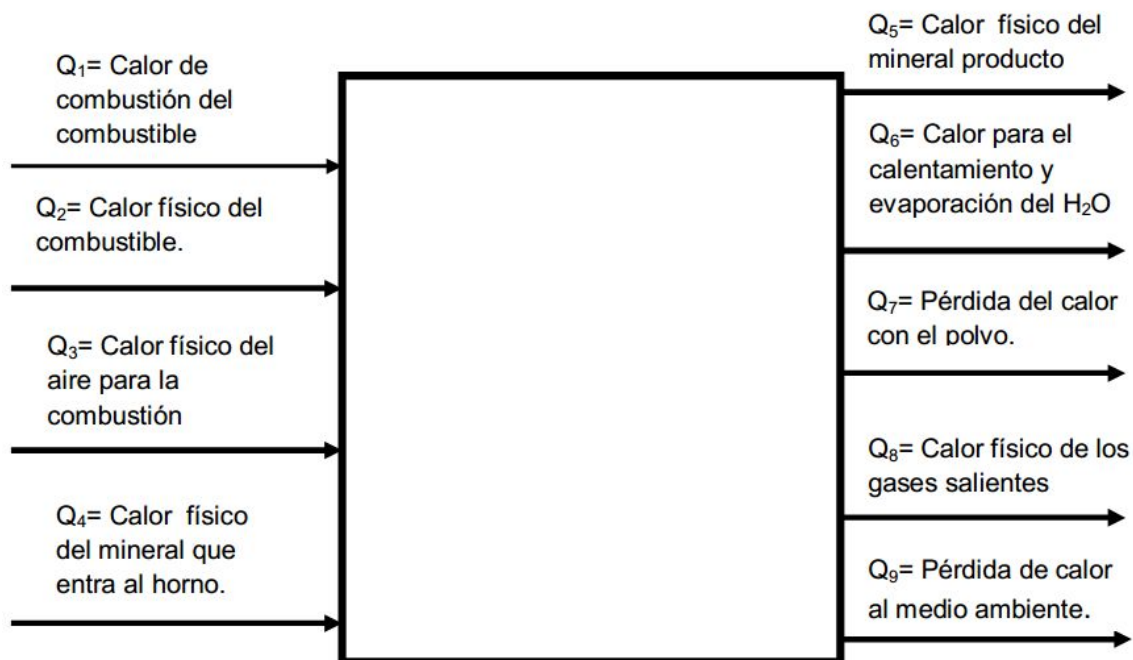
El gas tecnológico del proceso de secado no es más que el vapor de agua generado por la eliminación de humedad del mineral inicial.

Una vez determinada la cantidad del vapor de agua que sale del horno finalmente, se integra en la tabla de composición racional real de los productos de combustión.

Luego de obtenida la composición racional de todos los materiales que entran y salen del proceso se confecciona la tabla general del balance de masa y posteriormente se realizan los diagnósticos necesarios para evaluar el problema propuesto.

#### 2.4.2. Balance de energía

Al igual que el balance de masa, el de energía puede considerarse como una técnica fundamental de la ingeniería en general o de la ingeniería metalúrgica en particular. En este caso, para el balance de energía para el proceso de secado se caracteriza a través de la figura 2.5.



**Figura 2.5.** Flujos energéticos del proceso de secado

En la figura 2.5 se observa que el sistema energético de este proceso está, fundamentalmente, integrado por los índices de entrada y de salida. El acápite de

entrada está compuesto por fuentes de energía como: calor de combustión del combustible, calor físico del combustible, calor físico del aire para la combustión y calor físico del mineral que entra al horno (sin humedad). Mientras que los índices de salida, como calores útiles son: calor físico del mineral producto y el calor para el calentamiento y evaporación del agua, y como calores de pérdidas están las pérdidas de calor con el polvo, con los gases salientes y al medio ambiente.

El procedimiento de realizar los cálculos para determinar cada uno de estos calores se muestran a continuación.

#### **2.4.2.1. Calor de la combustión del combustible ( $Q_1$ )**

$$Q_1 = Q_m^T \cdot X \quad (2.6)$$

donde:

$Q_m^T$ : Potencia térmica menor del combustible de trabajo, kJ/kg;

X: Cantidad de combustible, kg.

El valor de la potencia térmica actualizada se obtiene de los datos aportados por el proyecto Ferroníquel Minera S.A.

#### **2.4.2.2. Calor físico del combustible ( $Q_2$ )**

$$Q_2 = C_p(\text{comb}) \cdot T_c \cdot X \quad (2.7)$$

donde:

$C_p(\text{comb.})$ : capacidad calorífica media específica del combustible, kJ/(kg·K),

$T_c$ : temperatura de entrada del combustible, K.

#### **2.4.2.3. Calor físico del aire para la combustión ( $Q_3$ )**

$$Q_3 = L_{\text{prac}} \cdot C_p(a) \cdot T_a \cdot X \quad (8)$$

$L_{\text{prac}}$ : cantidad práctica de aire para la combustión, m<sup>3</sup>/kg;

$C_p(a)$ : capacidad calorífica media específica del aire, kJ/(m<sup>3</sup>·K);

$T_a$ : temperatura del aire que entra al horno, K.



#### 2.4.2.4. Calor físico del mineral que entra al horno (Q<sub>4</sub>)

$$Q_4 = m_{(MP)} \cdot C_{p(\text{promedio de la MP})} \cdot T_{(MP)} \quad (2.9)$$

donde:

m<sub>MP</sub>, es la masa de la materia prima , kg;

T<sub>MP</sub>, temperatura de la materia prima que entra al horno, (K);

C<sub>p promedio MP</sub>, es la capacidad calorífica promedio de la materia prima, kJ/(kg·K), la cual se calcula mediante la fórmula siguiente:

$$C_{p_{MP}} = \frac{(\sum \%i \cdot C_{Pi})}{100} \Rightarrow [C_{p_{MP}}] = \frac{(\% \cdot kJ / kg \cdot K)}{\%} = kJ / kg \cdot K \quad (2.10)$$

donde: i representa los distintos compuestos en la materia prima: SiO<sub>2</sub>, Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>,...H<sub>2</sub>O.

#### 2.4.2.5. Calor físico del mineral producto (Q<sub>5</sub>)

$$Q_5 = m_{\text{prod}} \cdot C_{p \text{ promedio prod}} \cdot T_{\text{prod}} \quad (2.11)$$

donde:

m<sub>prod</sub>, masa del mineral producto del proceso de secado, kg;

T<sub>prod</sub>, temperatura del mineral producto que sale del horno de secado, K;

C<sub>p promedio prod</sub>, capacidad calorífica promedio del producto, [kJ/(kg·K)], que se calcula a través de la fórmula siguiente:

$$C_{p_{\text{promedio prod}}} = \frac{(\sum \%i \cdot C_{Pi})}{100} \Rightarrow [C_{p_{\text{promedio prod}}}] = \frac{(\% \cdot kJ / kg \cdot K)}{\%} = kJ / kg \cdot K \quad (2.12)$$

donde i representa los distintos compuestos en el producto final: SiO<sub>2</sub>, Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>,...H<sub>2</sub>O.

#### 2.4.2.6. Calor para el calentamiento y evaporación del H<sub>2</sub>O (Q<sub>6</sub>)

$$Q_6 = m_{\text{H}_2\text{O libre}} \cdot C_{p \text{ H}_2\text{O líquida}} \cdot (T_{\text{ebull}} - T_{\text{in}}) + m_{\text{H}_2\text{O eliminar}} \cdot \lambda \quad (2.13)$$

donde:

m<sub>H<sub>2</sub>O libre</sub>, es la masa de H<sub>2</sub>O libre en la mena húmeda inicial, kg;

m<sub>H<sub>2</sub>O eliminar</sub>, es la masa de H<sub>2</sub>O libre a eliminar de la mena inicial, kg;

$C_{pH_2O \text{ líquida}}$ , es la capacidad calorífica del  $H_2O$  en forma líquida,  $\text{kJ/kg}\cdot\text{K}$ ;

$T_{\text{ebull}}$ , temperatura de ebullición del  $H_2O$ , según *Perry's (7<sup>th</sup> edition)* el valor de esta temperatura es de  $100^\circ\text{C}$  ó  $373\text{ K}$ ;

$T_{\text{in}}$ , temperatura del  $H_2O$  en la mena inicial,  $\text{K}$ ;

$\lambda$ , calor específico de cambio de estado, según *Chang y Yuzhaninov, (1997)* el valor de este coeficiente es de  $2260$ ,  $\text{kJ/kg}$ .

#### 2.4.2.7. Pérdida de calor con el polvo ( $Q_7$ )

$$Q_7 = m_{\text{polvo}} \cdot C_{p \text{ promedio polvo}} \cdot (T_{\text{sal.polvo}} - 273) \quad (2.14)$$

donde:

$m(\text{polvo})$ , masa del polvo que sale con gases,  $\text{kg}$ ;

$T(\text{polvo})$ , temperatura del polvo que sale del horno,  $\text{K}$ ;

$C_{p \text{ promedio polvo}}$ , capacidad calorífica promedio del polvo,  $\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$ , esta se calcula por la fórmula siguiente:

$$C_{p \text{ promedio polvo}} = \frac{(\sum \%i \cdot C_{Pi})}{100} \Rightarrow [C_{p \text{ promedio polvo}}] = \frac{(\% \cdot \text{kJ} / \text{kg} \cdot \text{K})}{\%} = \text{kJ} / \text{kg} \cdot \text{K} \quad (2.15)$$

donde  $i$  representa los distintos compuestos en el polvo:  $\text{SiO}_2$ ,  $\text{Al}_2\text{O}_3$ , ...,  $\text{H}_2\text{O}$ .

#### 2.4.2.8. Calor físico de los gases salientes ( $Q_8$ )

$$Q_8 = (V_{\text{gases comb}} \cdot X \cdot C_{p \text{ promedio gases comb}} + V_{\text{gases tecn}} \cdot C_{p \text{ gas tecn}}) \cdot (T_{\text{gases sal}} - 273) \quad (2.16)$$

donde:

$C_{p \text{ promedio gases comb}}$ , capacidad calorífica promedio de los gases de combustión,  $\text{kJ}/\text{m}^3\cdot\text{K}$ , esta se calcula por la fórmula siguiente:

$$C_{p \text{ promedio gases comb}} = \frac{(\sum \%i \cdot C_{Pi})}{100} \Rightarrow [C_{p \text{ promedio gases comb}}] = \frac{(\% \cdot \text{kJ} / \text{m}^3 \cdot \text{K})}{\%} = \text{kJ} / \text{m}^3 \cdot \text{K} \quad (2.17)$$

donde  $i$  representa los distintos compuestos en los gases de combustión:  $\text{CO}_2$ ,  $\text{SO}_2$ , ...,  $\text{H}_2\text{O}_{(v)}$ .

$C_{p \text{ gas tecn}}$ , capacidad calorífica del gas tecnológico,  $\text{kJ}/\text{m}^3\cdot\text{K}$ , en este caso el gas

tecnológico no es más que el vapor de agua, y su capacidad calorífica es de 1,610 kJ/m<sup>3</sup>·K, según *Chang y Yuzhaninov, (1997)*.

$T_{\text{sal gases}}$ , temperatura de los gases salientes a la salida del horno, K;

$V_{\text{gases comb}}$ , volumen de los gases de combustión, m<sup>3</sup>;

$V_{\text{gas tecn}}$ , volumen de los gas tecnológico, m<sup>3</sup>.

#### 2.4.2.9. Pérdida de calor al medio ambiente ( $Q_9$ )

Según los datos experimentales del proyecto Ferroníquel Minera S.A, el valor de la cantidad de calor que se pierde al medio ambiente es de 11 a 14 % respecto al calor total de entrada, y se determina por la siguiente fórmula:

$$Q_9 = [Q_{\text{entrada}} \cdot \%(\text{pérdida al MA})]/100 \quad (2.18)$$

donde:

$Q_{\text{entrada}}$ , es la cantidad total de calor que entra al proceso, kJ;

$\%(\text{pérdida al MA})$ , es el por ciento de pérdida al medio ambiente, %.

#### 2.4.2.10. Determinación del consumo de combustible

Una vez definidos los calores de entrada y salida del sistema, al utilizar la ecuación de la ley de conservación de energía (ecuación 2.4) se determina la cantidad de combustible necesario para el proceso. El procedimiento de este cálculo se muestra a continuación:

$$\sum Q(\text{entrada}) = \sum Q(\text{salida}) + \sum Q_p$$

$$Q_m^T \cdot X + C_p(\text{comb}) \cdot T_c \cdot X + L_a \cdot C_p(\text{aire}) \cdot T_a \cdot X + Q_4 = Q_5 + Q_6 + Q_7 + V_{gc} \cdot C_{p(\text{prom})} \cdot T_{gc} \cdot X + Q_{gt} + Q_9$$

$$[Q_m^T + C_p(\text{comb}) \cdot T_c + L_a \cdot C_p(\text{aire}) \cdot T_a + V_{gc} \cdot C_{p(\text{prom})} \cdot T_{gc}] \cdot X = Q_5 + Q_6 + Q_7 + Q_{gt} + Q_9 - Q_4 \quad (2.19)$$

En la ecuación 2.19, X es la única incógnita. Por lo tanto, al despejar X se obtiene la cantidad real de combustible que se necesita para el proceso de secado.

## **2.5. Metodología de realizar balances de masa y energía para el proceso de tostación reductora**

Los cálculos para los balances de masa y energía para el proceso de de tostación reductora se basaron fundamentalmente en la ley de contenido de los elementos así como los cálculos estequiométricos, en la ley de conservación de la masa y de energía.

### **2.5.1. Balance de masa**

Después de haber obtenido el producto final del proceso de secado, el mismo es alimentado al proceso de tostación reductora, por lo tanto la composición racional del mineral que entra al proceso es la misma del producto seco.

#### **2.5.1.1. Cálculo del carbón reductor**

Según los resultados experimentales de la práctica industrial, resulta que para lograr una mejor reducción, la cantidad práctica del carbón reductor a utilizar es de 4 a 5 %, respecto a la masa del mineral alimentado, por lo tanto, la masa de carbón reductor se determina por la ecuación siguiente:

$$m_{\text{carbón reductor}} = [\%(\text{carbón reductor}) \cdot m_{\text{mineral alimentado}}] / 100$$

Para determinar la composición racional del carbón reductor se utilizan la ecuación (2.1\*).

#### **2.5.1.2. Cálculo del combustible**

El procedimiento de cálculo de la composición racional del combustible para el proceso de tostación se realiza de la misma manera que el del proceso de secado.

#### **2.5.1.3. Cálculo del polvo**

A partir de los datos obtenidos del análisis de composición química del polvo que sale del horno, se determina la composición racional de polvo que se arrastra por los gases en cada zona tecnológica del horno. Luego se integran en una tabla la cual muestra la composición racional del polvo final.

Teniendo en cuenta el orden de las reacciones que ocurren durante el proceso, el cual es planteado de acuerdo con los cálculos termodinámicos y la cinética de las transformaciones físico - químicas durante este proceso.

Según los resultados obtenidos en la práctica para el proceso de tostación reductora, el arrastre de polvo es 15 % con respecto a la masa total de la mezcla del mineral con el carbón reductor.

#### **2.5.1.4. Cálculo del producto final**

Para determinar la masa del producto final del proceso se utiliza la siguiente expresión:

$$m_{\text{producto final}} = m_{\text{producto con polvo}} - m_{\text{polvo}}$$

La composición racional del producto final se determina utilizando las ecuaciones (2.1) y (2.1\*).

#### **2.5.1.5. Cálculo de los productos gaseosos**

Los gases tecnológicos del proceso son los gases productos de las reacciones de oxidación, disociación y reducción. Una vez determinada la composición racional de estos, se integra en la tabla de composición racional real de los productos de combustión, los cuales se calculan según las ecuaciones (2.1), (2.1\*) y (2.2).

Finalmente se confecciona la composición racional de todos los materiales que se alimentan y se obtienen del proceso y se elabora la tabla general del balance de masa.

#### **2.5.2. Balance de energía**

De la misma característica que el balance de energía realizada para el proceso de secado, los calores de entrada y salida del proceso de tostación reductora son los mismos que los del proceso anterior, sólo se tiene en cuenta el calor de las reacciones exotérmicas y endotérmicas en el índice de los calores de salida.

Se plantea la ecuación para determinar el calor de las reacciones exotérmicas y endotérmicas, a partir de la siguiente expresión:

$$Q_{10} = \sum_1^{10} (m_s / MM_s) \cdot \Delta H_{r_s} \Rightarrow [Q_{10}] = ((\text{kg}/(\text{kg}/\text{mol})) \cdot (\text{kJ}/\text{mol})) = \text{kJ} \quad (2.20)$$

donde:

$m_s$ : es la masa del compuesto reaccionante que participa en la reacción, kg;

$MM_s$ : masa molar del compuesto reaccionante que participa en la reacción, kg/mol;

$\Delta H_{r_s}$ : variación de la entalpía de la s-ésima reacción exotérmica y/o endotérmica, kJ/mol, esta variación se calcula según la ecuación de Kirchoff del *Matos, R (1990)*.

$$\Delta H_R = \Delta H_{298}^0 + \int_{298}^T \Delta C_p dT \quad (2.21)$$

donde:

$\Delta H_{298}^0$ , variación de la entalpía de las reacciones endotérmicas en condición normal, kJ;

$\Delta C_p$ , variación de la capacidad calorífica de las reacciones exotérmicas y/o endotérmicas, kJ/mol·K.

La determinación de la cantidad de combustible que se necesita para este proceso es similar a la del proceso de secado, pero además se agregan el calor de las reacciones exotérmicas al miembro izquierdo y el de las reacciones endotérmicas al miembro derecho de la ecuación 2.19.

## Conclusiones del capítulo

- ↳ Como resultado de la caracterización de los materiales empleados se establecieron las bases para el desarrollo de los balances de masa y energía en los procesos de secado y tostación reductora de la tecnología de producción de ferroníquel en Moa.
- ↳ La metodología escogida para la realización de los balances de masa y energía, estuvo acorde con las utilizadas por otros investigadores, la cual garantiza adecuadamente el tratamiento del problema planteado.

## **CAPÍTULO 3. ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE LOS RESULTADOS**

En el capítulo se contabiliza mediante la aplicación del análisis de los balances de masa y energía, alcanzar en los cálculos el mayor acercamiento a las condiciones reales de explotación de las plantas de secadero y tostación reductora en el proyecto Ferroníquel en Moa.

Es importante destacar que mientras más precisión se requiera en el modelo, más complejo se tornará el mismo, por lo que es necesario definir su nivel de exactitud, el cual depende de las concepciones generales que se emplearán en los balances, ya que por la complejidad del proceso se despreciaran fases y se asumirán las transformaciones de minerales muy complejos, de los cuales es muy difícil definir sus interacciones reales, en este caso se encuentran la nontronita, la halloysita y la serpentina. Con todos estos juicios y concepciones precisas se podrán llegar a conclusiones importantes sobre los balances de masa y de energía para los procesos de secado y tostación reductora, y luego determinar la norma de consumo de gas natural como combustible en cada proceso estudiado.

### **3.1. Proceso de secado**

#### **3.1.1. Resultados del balance de masa para el proceso de secado**

Los cálculos del balance de masa para el proceso de secado se realizaron para 1000 kg de mena seca alimentada. Los resultados de este balance utilizando el gas natural como combustible en el secadero, se detallan a continuación.

### 3.1.1.1. Cálculo de la mena seca

A emplear el procedimiento planteado en el epígrafe 2.4.1.1, se realizaron los cálculos para determinar la composición racional de los elementos y compuestos en la mena alimentada, la cual se muestra en la tabla 3.1.

**Tabla 3.1.** Composición racional de la mena seca utilizada, en base a 1000 kg de mena alimentada

Mineral	Fe	Ni	Al	Mg	Mn	SiO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	O	Cr	Cu	Zn	Co	Otros	Total	%
2FeOOH	132,906						21,409	57,087						211,403	21,140
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> ·3H <sub>2</sub> O			20,860				20,863	18,544						60,267	6,027
(Mg,Fe)(Cr,Al) <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	3,673		3,550	1,598				4,207	6,840					19,869	1,987
Mg <sub>6</sub> (Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> )(OH) <sub>8</sub>				136,822		225,446	67,529	90,032						519,828	51,983
Fe <sub>2</sub> (Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> )(OH) <sub>2</sub> ·H <sub>2</sub> O	30,328					65,240	9,771	13,027						118,366	11,837
Al <sub>4</sub> (Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> )(OH) <sub>8</sub> ·4H <sub>2</sub> O			0,321			0,714	0,428	0,285						1,748	0,175
Fe <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	18,092							6,908						25,000	2,500
SiO <sub>2</sub> libre						10,000								10,000	1,000
NiO		18,500						5,040						23,540	2,354
CoO								0,163				0,600		0,763	0,076
MnO					2,210			0,643						2,853	0,285
CuO								0,050		0,200				0,250	0,025
ZnO								0,020			0,080			0,100	0,010
Otros													6,013	6,013	0,601
<b>Total, kg</b>	<b>185,000</b>	<b>18,500</b>	<b>24,730</b>	<b>138,420</b>	<b>2,210</b>	<b>301,400</b>	<b>120,000</b>	<b>196,007</b>	<b>6,840</b>	<b>0,200</b>	<b>0,080</b>	<b>0,600</b>	<b>6,013</b>	<b>1000,000</b>	<b>100,000</b>
<b>%</b>	<b>18,500</b>	<b>1,850</b>	<b>2,473</b>	<b>13,842</b>	<b>0,221</b>	<b>30,140</b>	<b>12,000</b>	<b>19,601</b>	<b>0,684</b>	<b>0,020</b>	<b>0,008</b>	<b>0,060</b>	<b>0,601</b>	<b>100,000</b>	

En esta tabla se observa que el mayor contenido que hay en la mena seca es de SiO<sub>2</sub>, y las fases mineralógicas de mayor significación y predominio son: la serpentina, la goethita y la nontronita. Además, el agua interna en el mismo es de 12 %, el cual será eliminado en la zona de calentamiento del horno de tostación reductora.

### 3.1.1.2. Cálculo de la mena húmeda

Una vez obtenido los resultados de la composición racional de la mena seca, se determinan la cantidad de agua libre y luego se integra en la tabla 3.1. Los resultados del cálculo de la composición racional de la mena húmeda alimentada se ilustran en la tabla 3.2.



**Tabla 3.2.** Composición racional de la mena húmeda, utilizada en los cálculos

Mineral	Fe	Ni	Al	Mg	Mn	SiO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	O	Cr	Cu	Zn	Co	Otros	Total	%
2FeOOH	132,906						21,409	57,087						211,403	15,644
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> ·3H <sub>2</sub> O			20,860				20,863	18,544						60,267	4,460
(Mg,Fe)(Cr,Al) <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	3,673		3,550	1,598				4,207	6,840					19,869	1,470
Mg <sub>6</sub> (Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> )(OH) <sub>8</sub>				136,822		225,446	67,529	90,032						519,828	38,467
Fe <sub>2</sub> (Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> )(OH) <sub>2</sub> ·H <sub>2</sub> O	30,328					65,240	9,771	13,027						118,366	8,759
Al <sub>4</sub> (Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> )(OH) <sub>8</sub> ·4H <sub>2</sub> O			0,321			0,714	0,428	0,285						1,748	0,129
Fe <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	18,092							6,908						25,000	1,850
SiO <sub>2</sub> libre						10,000								10,000	0,740
NiO		18,500						5,040						23,540	1,742
CoO								0,163				0,600		0,763	0,056
MnO					2,210			0,643						2,853	0,211
CuO								0,050		0,200				0,250	0,019
ZnO								0,020			0,080			0,100	0,007
H <sub>2</sub> O libre							351,351							351,351	26,000
Otros													6,013	6,013	0,445
<b>Total, kg</b>	<b>185,000</b>	<b>18,500</b>	<b>24,730</b>	<b>138,420</b>	<b>2,210</b>	<b>301,400</b>	<b>471,351</b>	<b>196,007</b>	<b>6,840</b>	<b>0,200</b>	<b>0,080</b>	<b>0,600</b>	<b>6,013</b>	<b>1351,351</b>	<b>100,000</b>
<b>%</b>	<b>13,690</b>	<b>1,369</b>	<b>1,830</b>	<b>10,243</b>	<b>0,164</b>	<b>22,304</b>	<b>34,880</b>	<b>14,504</b>	<b>0,506</b>	<b>0,015</b>	<b>0,006</b>	<b>0,044</b>	<b>0,445</b>	<b>100,000</b>	

Estos resultados muestran que el porcentaje del agua libre en la mena es de 26 %, considerada la humedad inicial de la mena procesada, mientras que la cantidad de mena húmeda a procesar es de 1351,1351 kg.

### 3.1.1.3. Cálculo del producto final del proceso de secado

El proceso de secado tiene como objetivo principal de reducir la humedad de la mena alimentada hasta un 20 %, por tanto resultó necesario calcular la cantidad de agua libre a eliminarse de la mena inicial.

Durante el proceso no tuvieron lugar las transformaciones químicas de la fase sólida en la mena procesada, por lo tanto, la composición racional de los productos sólidos sin humedad es la misma de la mena seca inicial.

Una vez determinada la cantidad de agua libre en los productos sólidos, se obtuvieron los resultados de la composición racional de los mismos, la cual se muestra en la tabla 3.3.

**Tabla 3.3.** Composición racional del producto sólido que contiene el polvo

Mineral	Fe	Ni	Al	Mg	Mn	SiO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	O	Cr	Cu	Zn	Co	Otros	Total	%
2FeOOH	132,906						21,409	57,087						211,403	16,912
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> ·3H <sub>2</sub> O			20,860				20,863	18,544						60,267	4,821
(Mg,Fe)(Cr,Al) <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	3,673		3,550	1,598				4,207	6,840					19,869	1,590
Mg <sub>6</sub> (Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> )(OH) <sub>8</sub>				136,822		225,446	67,529	90,032						519,828	41,586
Fe <sub>2</sub> (Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> )(OH) <sub>2</sub> ·H <sub>2</sub> O	30,328					65,240	9,771	13,027						118,366	9,469
Al <sub>4</sub> (Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> )(OH) <sub>8</sub> ·4H <sub>2</sub> O			0,321			0,714	0,428	0,285						1,748	0,140
Fe <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	18,092							6,908						25,000	2,000
SiO <sub>2</sub> libre						10,000								10,000	0,800
NiO		18,500						5,040						23,540	1,883
CoO								0,163				0,600		0,763	0,061
MnO					2,210			0,643						2,853	0,228
CuO								0,050		0,200				0,250	0,020
ZnO								0,020			0,080			0,100	0,008
H <sub>2</sub> O libre							250,000							250,000	20,000
Otros													6,013	6,013	0,481
<b>Total, kg</b>	<b>185,000</b>	<b>18,500</b>	<b>24,730</b>	<b>138,420</b>	<b>2,210</b>	<b>301,400</b>	<b>370,000</b>	<b>196,007</b>	<b>6,840</b>	<b>0,200</b>	<b>0,080</b>	<b>0,600</b>	<b>6,013</b>	<b>1250,000</b>	<b>100,000</b>
<b>%</b>	<b>14,800</b>	<b>1,480</b>	<b>1,978</b>	<b>11,074</b>	<b>0,177</b>	<b>24,112</b>	<b>29,600</b>	<b>15,681</b>	<b>0,547</b>	<b>0,016</b>	<b>0,006</b>	<b>0,048</b>	<b>0,481</b>	<b>100,000</b>	

Los resultados mostrados en la tabla 3.3 demuestran que la cantidad del agua libre en el producto es de 20 % y la composición de los demás elementos y compuestos es la misma que la de la mena alimentada, es decir, que durante el proceso solo se eliminó 6 % de agua libre en la mena inicial. Por lo tanto, disminuye la cantidad de polvo que se arrastra por los gases salientes del horno durante el proceso

La composición racional del producto final calculado, teniendo en cuenta el porcentaje de polvo que se arrastró con los gases salientes fue de 5 % con respecto a la cantidad de productos sólidos que salen del horno de secado, la cual se muestra en la tabla 3.4.

**Tabla 3.4.** Composición racional del producto final del proceso de secado

Mineral	Fe	Ni	Al	Mg	Mn	SiO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	O	Cr	Cu	Zn	Co	Otros	Total	%
2FeOOH	126,261						20,339	54,233						200,833	16,912
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> ·3H <sub>2</sub> O			19,817				19,820	17,617						57,254	4,821
(Mg,Fe)(Cr,Al) <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	3,490		3,372	1,519				3,997	6,498					18,875	1,590
Mg <sub>6</sub> (Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> )(OH) <sub>8</sub>				129,980		214,174	64,152	85,530						493,836	41,586
Fe <sub>2</sub> (Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> )(OH) <sub>2</sub> ·H <sub>2</sub> O	28,812					61,978	9,282	12,375						112,447	9,469
Al <sub>4</sub> (Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> )(OH) <sub>8</sub> ·4H <sub>2</sub> O			0,305			0,679	0,407	0,271						1,661	0,140
Fe <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	17,188							6,562						23,750	2,000
SiO <sub>2</sub> libre						9,500								9,500	0,800
NiO		17,575						4,788						22,363	1,883
CoO								0,155				0,570		0,725	0,061
MnO					2,100			0,611						2,711	0,228
CuO								0,048		0,190				0,238	0,020
ZnO								0,019			0,076			0,095	0,008
H <sub>2</sub> O libre							237,500							237,500	20,000
Otros													5,713	5,713	0,481
<b>Total, kg</b>	<b>175,750</b>	<b>17,575</b>	<b>23,494</b>	<b>131,499</b>	<b>2,100</b>	<b>286,330</b>	<b>351,500</b>	<b>186,206</b>	<b>6,498</b>	<b>0,190</b>	<b>0,076</b>	<b>0,570</b>	<b>5,713</b>	<b>1187,500</b>	<b>100,000</b>
<b>%</b>	<b>14,800</b>	<b>1,480</b>	<b>1,978</b>	<b>11,074</b>	<b>0,177</b>	<b>24,112</b>	<b>29,600</b>	<b>15,681</b>	<b>0,547</b>	<b>0,016</b>	<b>0,006</b>	<b>0,048</b>	<b>0,481</b>	<b>100,000</b>	

Los resultados muestran que para el proceso de secado al alimentar 1351,351 kg de mena húmeda se obtiene 1187,500 kg del producto final, el cual aún posee 20 % de humedad, y es adecuado para alimentar al horno de tostación reductora.

#### 3.1.1.4. Cálculo del polvo de salida del secadero

Una vez calculado la cantidad de polvo arrastrado por los gases salientes del proceso de secado, se obtuvo la composición racional del polvo, la cual puede observarse en la tabla 3.5:



**Tabla 3.5.** Composición racional del polvo que sale del proceso de secado

Mineral	Fe	Ni	Al	Mg	Mn	SiO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	O	Cr	Cu	Zn	Co	Otros	Total	%
2FeOOH	6,645						1,070	2,854						10,570	16,912
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> ·3H <sub>2</sub> O			1,043				1,043	0,927						3,013	4,821
(Mg,Fe)(Cr,Al) <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	0,184		0,177	0,080				0,210	0,342					0,993	1,590
Mg <sub>6</sub> (Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> )(OH) <sub>8</sub>				6,841		11,272	3,376	4,502						25,991	41,586
Fe <sub>2</sub> (Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> )(OH) <sub>2</sub> ·H <sub>2</sub> O	1,516					3,262	0,489	0,651						5,918	9,469
Al <sub>4</sub> (Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> )(OH) <sub>8</sub> ·4H <sub>2</sub> O			0,016			0,036	0,021	0,014						0,087	0,140
Fe <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	0,905							0,345						1,250	2,000
SiO <sub>2</sub> libre						0,500								0,500	0,800
NiO		0,925						0,252						1,177	1,883
CoO								0,008				0,030		0,038	0,061
MnO					0,111			0,032						0,143	0,228
CuO								0,003		0,010				0,013	0,020
ZnO								0,001			0,004			0,005	0,008
H <sub>2</sub> O libre							12,5							12,500	20,000
Otros													0,301	0,301	0,481
<b>Total, kg</b>	<b>9,250</b>	<b>0,925</b>	<b>1,237</b>	<b>6,921</b>	<b>0,111</b>	<b>15,070</b>	<b>18,500</b>	<b>9,800</b>	<b>0,342</b>	<b>0,010</b>	<b>0,004</b>	<b>0,030</b>	<b>0,301</b>	<b>62,500</b>	<b>100,000</b>
<b>%</b>	<b>14,800</b>	<b>1,480</b>	<b>1,978</b>	<b>11,074</b>	<b>0,177</b>	<b>24,112</b>	<b>29,600</b>	<b>15,681</b>	<b>0,547</b>	<b>0,016</b>	<b>0,006</b>	<b>0,048</b>	<b>0,481</b>	<b>100,000</b>	

Los resultados mostrados en la tabla 3.5 demuestran que el polvo que sale con los gases tiene la misma composición racional que el producto final, lo que exige de su recirculación al mineral de alimentación al proceso de trituración secundaria diseñada para la planta.

### 3.1.1.5. Cálculo del combustible (gas natural)

Para el cálculo se utilizó un kilogramo de gas natural como combustible y a partir de esta cantidad se obtuvo la masa real de aire para la combustión, así como los gases de este proceso. Los resultados obtenidos se muestran en la tabla 3.6.

**Tabla 3.6.** Balance material para la combustión de un kilogramo de gas natural, empleado como combustible para el proceso de secado

<b>Entrada</b>							
<b>Compuesto</b>	<b>O</b>	<b>C</b>	<b>H</b>	<b>S</b>	<b>N</b>	<b>Total</b>	<b>%</b>
<b>CH<sub>4</sub></b>		0,728	0,242			0,970	5,174
<b>C<sub>2</sub>H<sub>6</sub></b>		0,009	0,002			0,011	0,061
<b>C<sub>3</sub>H<sub>8</sub></b>		0,002	0,0004			0,002	0,011
<b>N<sub>2</sub></b>					0,013	0,013	0,068
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,003	0,001				0,004	0,020
<b>H<sub>2</sub>S</b>			0,000004	0,0001		0,0001	0,0004
<b>Aire</b>	4,082				13,666	17,748	94,666
<b>Total, kg</b>	4,085	0,739	0,245	0,0001	13,679	18,748	100,000
<b>%</b>	21,788	3,944	1,307	0,0004	72,961	100,000	
<b>Salida</b>							
<b>Compuesto</b>	<b>O</b>	<b>C</b>	<b>H</b>	<b>S</b>	<b>N</b>	<b>Total</b>	<b>%</b>
<b>CO<sub>2</sub></b>	1,969	0,739				2,708	14,446
<b>SO<sub>2</sub></b>	0,00007			0,00007		0,00014	0,001
<b>N<sub>2</sub></b>					13,679	13,679	72,961
<b>O<sub>2</sub>(exceso)</b>	0,157					0,157	0,837
<b>H<sub>2</sub>O</b>	1,959		0,245			2,204	11,754
<b>Total, kg</b>	4,085	0,739	0,245	0,0001	13,679	18,748	100,000
<b>%</b>	21,788	3,944	1,307	0,0004	72,961	100,000	

Se observa en la tabla 3.6 que para la combustión de un kilogramo de gas natural, se necesita 17,748 kg de aire y se generan 18,784 kg de gases de combustión.

El balance de energía obtenido como resultado de la combustión de un kilogramo de gas natural, permitió comprobar que el consumo del gas natural durante el proceso de secado es de 10.513 kg. En el caso del uso de carbón como combustible el consumo es de 17,642 kg. Los resultados del balance material para la combustión de 10,513 kg de gas natural se ilustran en la tabla 3.7.

**Tabla 3.7.** Resultados del balance material para la combustión de 10,513 kg de gas natural, durante el proceso de secado

<b>Entrada</b>							
<b>Compuesto</b>	<b>O</b>	<b>C</b>	<b>H</b>	<b>S</b>	<b>N</b>	<b>Total</b>	<b>%</b>
<b>CH<sub>4</sub></b>		7,650	2,548			10,198	5,174
<b>C<sub>2</sub>H<sub>6</sub></b>		0,096	0,024			0,120	0,061
<b>C<sub>3</sub>H<sub>8</sub></b>		0,017	0,004			0,021	0,011
<b>N<sub>2</sub></b>					0,135	0,135	0,068
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,028	0,011				0,039	0,020
<b>H<sub>2</sub>S</b>			0,00004	0,0007		0,00074	0,0004
<b>Aire</b>	42,915				143,673	186,588	94,666
<b>Total, kg</b>	42,944	7,774	2,576	0,001	143,807	197,101	100,000
<b>%</b>	21,788	3,944	1,307	0,0004	72,961	100,000	
<b>Salida</b>							
<b>Productos</b>	<b>O</b>	<b>C</b>	<b>H</b>	<b>S</b>	<b>N</b>	<b>Total</b>	<b>%</b>
<b>CO<sub>2</sub></b>	20,700	7,774				28,473	14,446
<b>SO<sub>2</sub></b>	0,0007			0,0007		0,0014	0,001
<b>N<sub>2</sub></b>					143,807	143,807	72,961
<b>O<sub>2</sub>(exceso)</b>	1,651					1,651	0,837
<b>H<sub>2</sub>O</b>	20,593		2,576			23,168	11,754
<b>Total, kg</b>	42,944	7,774	2,576	0,0007	143,807	197,101	100,000
<b>%</b>	21,788	3,944	1,307	0,0004	72,961	100,000	

Como resultado del análisis de estos cálculos es importante prestar atención a la cantidad de dióxido del carbono y de vapor del agua generado en los gases de combustión, ya que estos son indeseables, tanto desde el punto de vista tecnológico como ecológico.

### 3.1.1.6. Cálculo de los gases salientes del secadero

La cantidad de los gases salientes se determinó sumando los gases de combustión y los del agua eliminada en forma de vapor. Los resultados del cálculo de la composición racional de los gases salientes del horno de secado se muestran en la tabla 3.8.

**Tabla 3.8.** Composición racional de los gases salientes del proceso de secado

<b>Compuesto</b>	<b>O</b>	<b>C</b>	<b>H</b>	<b>S</b>	<b>N</b>	<b>Total, kg</b>	<b>Total, m<sup>3</sup></b>	<b>%, Volumétrico</b>
<b>CO<sub>2</sub></b>	20,700	7,774				28,473	14,499	5,076
<b>SO<sub>2</sub></b>	0,0007			0,0007		0,0014	0,0005	0,00017
<b>N<sub>2</sub></b>					143,807	143,807	114,964	40,245
<b>O<sub>2</sub>(exceso)</b>	1,651					1,651	1,156	0,405
<b>H<sub>2</sub>O</b>	110,676		13,843			124,520	155,044	54,275
<b>Total</b>	133,027	7,774	13,843	0,001	143,807	<b>298,452</b>	<b>285,663</b>	100,000
<b>%, Másico</b>	44,572	2,605	4,638	0,000	48,184	100,000		



Como se ilustra en la tabla 3.8 el nitrógeno y el vapor de agua son los gases salientes que poseen los mayores porcentajes. A pesar de estos gases no son nocivos para el medio ambiente, desde el punto de vista tecnológico, pero el vapor de agua es perjudicial, ya que al salir del horno este vapor es posible condensarse e influye negativamente en el sistema de captación de polvo.

Por otra parte, el dióxido de azufre es un gas contaminante, pero solo representa un 0,00017 % en el volumen total de los gases salientes, mientras que al emplear carbón bituminoso como combustible, la concentración de este gas se incrementa en un 0,01 %, lo que resulta ser alrededor de sesenta veces mayor que el anterior.

Los resultados de los cálculos correspondientes al balance de masa, para 1351,351 kg de mena húmeda alimentada, fueron integrados en la tabla siguiente:

**Tabla 3.9.** Tabla general del balance de masa para el proceso de secado

Elementos	Fe	Ni	Co	Al	Mg	Mn	SiO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	O	Cr	Cu	Zn	C	N	H	S	Otros	Total	%
<b>ENTRADA</b>																			
Mena	185,000	18,500	0,600	24,730	138,420	2,210	301,400	471,351	196,007	6,840	0,200	0,080					6,013	1351,351	87,271
Combustible									0,028				7,774	0,135	2,576	0,0007		10,513	0,679
Aire									42,915					143,673				186,588	12,050
Total	185,000	18,500	0,600	24,730	138,420	2,210	301,400	471,351	238,950	6,840	0,200	0,080	7,774	143,807	2,576	0,0007	6,013	1548,452	100,000
%	11,947	1,195	0,039	1,597	8,939	0,143	19,465	30,440	15,432	0,442	0,013	0,005	0,502	9,287	0,166	0,00004	0,388	100,000	
<b>SALIDA</b>																			
Producto	175,750	17,575	0,570	23,494	131,499	2,100	286,330	351,500	186,206	6,498	0,190	0,076					5,713	1187,500	76,689
Polvo	9,250	0,925	0,030	1,237	6,921	0,111	15,070	18,500	9,800	0,342	0,0100	0,0040					0,301	62,500	4,036
Gases								101,351	42,944				7,774	143,807	2,576	0,0007		298,452	19,274
Total	185,000	18,500	0,600	24,730	138,420	2,210	301,400	471,351	238,950	6,840	0,200	0,080	7,774	143,807	2,576	0,0007	6,013	1548,452	100,000
%	11,947	1,195	0,039	1,597	8,939	0,143	19,465	30,440	15,432	0,442	0,013	0,005	0,502	9,287	0,166	0,00004	0,388	100,000	

A partir de los resultados mostrados en la tabla 3.9, se concluye que al alimentarse 1351,351 kg de mena húmeda al proceso de secado se necesita 10,513 kg de gas natural como combustible y 186,588 kg de aire para la combustión del combustible, y

como producto final se obtienen 1187,500 kg de mineral seco a 20 % de humedad. Además, la cantidad de los gases generados durante el proceso es de 298,452 kg, la cual es notable y es una de las características típicas de la combustión de los combustibles gaseosos.

### 3.1.2. Resultados del balance de energía para el proceso de secado

Para el desarrollo del balance de energía, es necesario definir las temperaturas a las cuales los flujos entran y salen del horno de secado, las cuales se encuentran en el anexo 1. Posteriormente se realizó el cálculo de las capacidades caloríficas promedios para la materia prima, el producto final, el polvo y los gases salientes del proceso. Los resultados de este cálculo se muestran en los anexos 2, 3, 4 y 5.

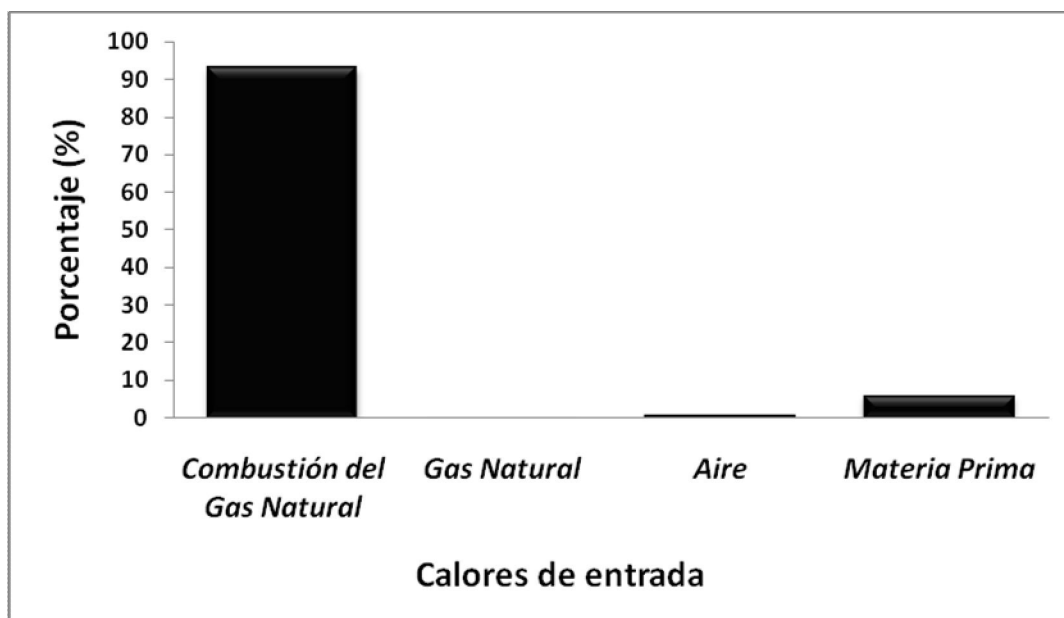
Después de realizar los cálculos del balance de energía, se integran los resultados en la siguiente tabla general del balance de energía.

**Tabla 3.10.** Resultados del balance de energía para el proceso de secado

Índices de entrada		Calor (MJ)	%
Calor de la combustión del combustible	(Q1)	510,403	93,122
Calor físico de combustible	(Q2)	0,552	0,101
Calor físico del aire	(Q3)	4,697	0,857
Calor físico del mineral inicial	(Q4)	32,448	5,920
Total		548,100	100,000
Índices de salida			
Calor útil			
Calor físico del producto	(Q5)	77,269	14,098
Calor para calentamiento y evaporación del agua	(Q6)	339,466	61,935
Pérdida de calor			
Calor físico del polvo	(Q7)	4,829	0,881
Calor físico de los gases salientes	(Q8)	55,064	10,046
Pérdidas de calor al medio ambiente	(Q9)	71,472	13,040
Total		548,100	100,000

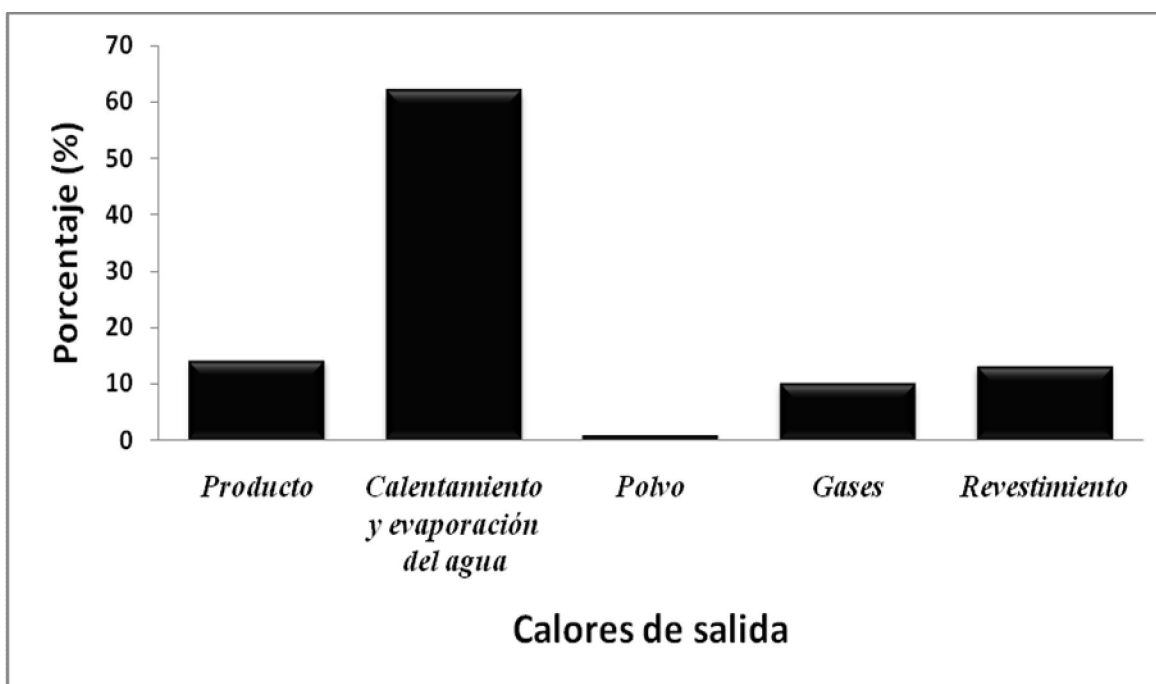
Como resultados del análisis de los procesos energéticos que ocurren en el horno de secado, se comprobó que el calor de la combustión del gas natural, es el que más aporte de calor de entrada produce en secadero, con 93,122 % y luego el calor generado por la materia prima, como puede observarse en la figura 3.1.





**Figura 3.1.** Distribución de los calores de entrada en el proceso de secado

Por su parte la principal fuente consumidora de energía es el calor necesario para el calentamiento y evaporación del agua, y la otra es el calor físico del producto final, como se muestra en la figura 3.2.



**Figura 3.2.** Distribución de los calores de salida en el proceso de secado

### 3.2. Proceso de tostación reductora en hornos de tambor rotatorio

#### 3.2.1. Resultados del balance de masa para el proceso de tostación reductora

Los cálculos del balance de masa se realizaron para 1000 kg de mineral seco a alimentar al horno de tostación reductora, el cual fue obtenido como producto final en el proceso de secado.

Una vez obtenida la cantidad de agua libre que presenta en la masa de mineral a alimentar al proceso, se determina la composición racional del mineral húmedo, la cual es mostrada en la tabla 3.11.

**Tabla 3.11.** Composición racional del mineral húmedo a alimentar al proceso de tostación reductora

Mineral	Fe	Ni	Al	Mg	Mn	SiO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	O	Cr	Cu	Zn	Co	Otros	Total	%
2FeOOH	132,906						21,409	57,087						211,403	16,912
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> ·3H <sub>2</sub> O			20,860				20,863	18,544						60,267	4,821
(Mg,Fe)(Cr,Al) <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	3,673		3,550	1,598				4,207	6,840					19,869	1,590
Mg <sub>6</sub> (Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> )(OH) <sub>8</sub>				136,822		225,446	67,529	90,032						519,828	41,586
Fe <sub>2</sub> (Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> )(OH) <sub>2</sub> ·H <sub>2</sub> O	30,328					65,240	9,771	13,027						118,366	9,469
Al <sub>4</sub> (Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> )(OH) <sub>8</sub> ·4H <sub>2</sub> O			0,321			0,714	0,428	0,285						1,748	0,140
Fe <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	18,092							6,908						25,000	2,000
SiO <sub>2</sub> libre						10,000								10,000	0,800
NiO		18,5000						5,0403						23,5403	1,883
CoO								0,163				0,600		0,763	0,061
MnO					2,210			0,643						2,853	0,228
CuO								0,050		0,200				0,250	0,020
ZnO								0,020			0,080			0,100	0,008
H <sub>2</sub> O libre							250,000							250,000	20,000
Otros													6,013	6,013	0,481
<b>Total, kg</b>	<b>185,000</b>	<b>18,500</b>	<b>24,730</b>	<b>138,420</b>	<b>2,210</b>	<b>301,400</b>	<b>370,000</b>	<b>196,007</b>	<b>6,840</b>	<b>0,200</b>	<b>0,080</b>	<b>0,600</b>	<b>6,013</b>	<b>1250,000</b>	<b>100,000</b>
<b>%</b>	<b>14,800</b>	<b>1,480</b>	<b>1,978</b>	<b>11,074</b>	<b>0,177</b>	<b>24,112</b>	<b>29,600</b>	<b>15,681</b>	<b>0,547</b>	<b>0,016</b>	<b>0,006</b>	<b>0,048</b>	<b>0,481</b>	<b>100,000</b>	

En la tabla 3.11 se muestran que el porcentaje del agua libre en el mineral es de 20 %, considerada la humedad inicial del mineral procesado, mientras que la cantidad del mineral húmedo a procesar es de 1250 kg.

Los resultados de la aplicación del procedimiento utilizado en el balance de masa para el proceso de tostación reductora se detallan a continuación.

#### **3.2.1.1. Cálculo del carbón reductor utilizado en el proceso de tostación reductora**

A partir de la composición química del carbón reductor, se determinó la masa de los elementos que lo componen. El resultado se ilustra en la tabla siguiente:

**Tabla 3.12.** Composición racional del carbón reductor empleado en el proceso de tostación reductora

Componente	C	A	W	Otros	Total
<b>Carbón reductor, kg</b>	31,150	4,268	2,703	11,879	50,000
<b>%</b>	62,300	8,536	5,406	23,758	100,000

En la tabla anterior se observa que la cantidad de carbón fijo en el agente reductor es de 31,150 kg, la cual es adecuada para la tostación reductora de los minerales.

#### **3.2.1.2. Cálculo del polvo arrastrado con los gases**

A partir de la experiencia práctica en plantas de Ferroníquel, se asumió que el porcentaje de polvo que se arrastra junto con los gases salientes del horno de tostación reductora, es de 15 % con respecto a la masa de mineral alimentado al horno de tostación reductora.

Después de determinar la cantidad total de polvo arrastrado por los gases durante el proceso, se calcularon las composiciones racionales de los polvos que se pierden en las zonas de secado, disociación y tostación. Los resultados de la composición racional del polvo que se pierde en cada zona se encuentran en los anexos 6, 7 y 8.

Una vez obtenidos los resultados de la composición racional de estos polvos, se integran en la tabla 3.13.

**Tabla 3.13.** Composición racional del polvo que sale con los gases del horno de tostación reductora

Mineral	Fe	Ni	Co	Al	Mg	Mn	SiO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	O	Cr	Cu	Zn	C	A	Otros	Total	%
2FeOOH	1,732							0,279	0,744							2,755	1,413
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> ·3H <sub>2</sub> O				0,272				0,272	0,242							0,785	0,403
Mg <sub>6</sub> (Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> )(OH) <sub>6</sub>					10,634		17,521	5,248	6,997							40,400	20,718
Fe <sub>2</sub> (Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> )(OH) <sub>2</sub> ·H <sub>2</sub> O	0,395						0,850	0,127	0,170							1,543	0,791
Al <sub>4</sub> (Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> )(OH) <sub>8</sub> ·4H <sub>2</sub> O				0,004			0,009	0,006	0,0037							0,023	0,012
(Mg,Fe)(Cr,Al) <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	0,781			0,755	0,340				0,895	1,454						4,225	2,166
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>				4,227					3,758							7,986	4,095
CuO									0,0107		0,0425					0,0532	0,027
ZnO									0,0042			0,0170				0,0212	0,011
MnO						0,470			0,137							0,607	0,311
Fe <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	4,443								1,696							6,140	3,148
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	11,660								5,008							16,668	8,548
NiO		3,185							0,868							4,053	2,078
CoO			0,106						0,029							0,134	0,069
MgO					18,459				12,146							30,605	15,695
Ni		0,749														0,749	0,384
Co			0,022													0,022	0,011
Fe	6,097															6,097	3,127
FeO	14,227								4,074							18,301	9,385
SiO <sub>2</sub>							45,705									45,705	23,439
C													3,416			3,416	1,752
A														0,907		0,907	0,465
Otros															3,804	3,804	1,951
Total, kg	39,336	3,934	0,128	5,258	29,432	0,470	64,086	5,932	36,782	1,454	0,0425	0,0170	3,416	0,907	3,804	195,000	100,000
%	20,172	2,017	0,065	2,697	15,093	0,241	32,865	3,042	18,863	0,746	0,022	0,009	1,752	0,465	1,951	100,000	

En la tabla 3.13 se observa que el polvo que sale junto con los gases posee la composición química diferente que las de producto final y de mineral alimentado, sobresaliendo los contenidos de óxidos de Magnesio, Sílice e hierro.

### 3.2.1.3. Cálculo del producto final del proceso de tostación reductora

Al tener en cuenta la cantidad de polvo que se pierde con los gases, se determinó la composición racional del producto final, la cual se muestra en la tabla 3.14.

**Tabla 3.14.** Composición racional del producto final de la tostación reductora

Mineral	Fe	Ni	Co	Al	Mg	Mn	SiO <sub>2</sub>	O	Cr	Cu	Zn	C	A	Otros	Total	%
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>				16,677				14,826							31,502	4,613
CuO								0,040		0,157					0,197	0,029
ZnO								0,015			0,063				0,078	0,011
MnO						1,740		0,506							2,247	0,329
Fe <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	17,725							6,767							24,492	3,587
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	6,426							2,760							9,187	1,345
NiO		10,196						2,778							12,974	1,900
CoO			0,345					0,094							0,438	0,064
MgO					107,729			70,889							178,618	26,158
(Mg,Fe)(Cr,Al) <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	2,892			2,795	1,259			3,313	5,386						15,644	2,291
Ni		4,370													4,370	0,640
Co			0,128												0,128	0,019
Fe	35,586														35,586	5,211
FeO	83,034							23,777							106,811	15,642
SiO <sub>2</sub>							237,314								237,314	34,754
C												5,809			5,809	0,851
A													3,361		3,361	0,492
Otros														14,088	14,088	2,063
<b>Total, kg</b>	<b>145,664</b>	<b>14,566</b>	<b>0,472</b>	<b>19,472</b>	<b>108,988</b>	<b>1,740</b>	<b>237,314</b>	<b>125,765</b>	<b>5,386</b>	<b>0,157</b>	<b>0,063</b>	<b>5,809</b>	<b>3,361</b>	<b>14,088</b>	<b>682,844</b>	<b>100,000</b>
<b>%</b>	<b>21,332</b>	<b>2,133</b>	<b>0,069</b>	<b>2,852</b>	<b>15,961</b>	<b>0,255</b>	<b>34,754</b>	<b>18,418</b>	<b>0,789</b>	<b>0,023</b>	<b>0,009</b>	<b>0,851</b>	<b>0,492</b>	<b>2,063</b>	<b>100,000</b>	

Como resultado del análisis de estos cálculos, resumidos en la tabla 3.14 se comprobaron en el producto final, las regularidades siguientes:

- ✓ No hay presencia del agua, es decir que se eliminaron tanto el agua libre como el agua interna en el mineral alimentado.
- ✓ Se descompusieron las fases mineralógicas como: la goethita, gibbsita, minerales de serpentina, nontronita y la halloysita, excepto las fases de cromoespinelas, ya que su temperatura de descomposición es muy elevada.
- ✓ Hay presencia de los elementos metálicos como: Hierro, Níquel y el Cobalto, debido a la reducción parcial de los óxidos de los mismos.
- ✓ La relación entre la masa del níquel metálico y la del níquel total ( $Ni^0/Ni_{total}$ ) es:

$$Ni^0 / Ni_{total} = \frac{m(Ni^0)}{m(Ni_{total})} \cdot 100 (\%) = 30,000 \%$$

- ✓ La relación entre la masa total de ( $Fe^0 + Fe^{2+}$ ) y la del hierro total ( $Fe^0 + Fe^{2+}/Fe_{total}$ ) es:

$$(Fe^0 + Fe^{2+}) / Fe_{total} = \frac{m(Fe^{2+}) + m(Fe^0)}{m(Fe_{total})} \cdot 100 (\%) = 81,434 \%$$

- ✓ La relación  $SiO_2/MgO$  es:

$$SiO_2 / MgO = \frac{m(SiO_2)}{m(MgO)} = 2,094$$

- ✓ El porcentaje de ceniza es muy pequeño, debido a la combustión del gas natural.

Según las exigencias del proyecto Ferroniquel en Moa, el producto tostado posee las características tecnológicas adecuadas, para su alimentación al horno de fusión.

#### 3.2.1.4. Cálculo del combustible

En el proceso de secado, se han obtenido los resultados del cálculo para la combustión de un kilogramo de gas natural, los cuales fueron expuestos en la tabla 3.6.

Al utilizar los resultados obtenidos en la tabla 3.6 se determinó el consumo del gas natural como combustible para el proceso de tostación reductora, a través del balance de energía, donde resultó que la cantidad necesaria de gas natural para este proceso es de 79,368 kg, por cada 1000 kg de mineral seco alimentado al horno de tostación reductora.



**Tabla 3.15.** Balance material de la combustión de 79,368 kg de gas natural, utilizado en el proceso de tostación reductora

<b>Entrada</b>							
<b>Compuesto</b>	<b>O</b>	<b>C</b>	<b>H</b>	<b>S</b>	<b>N</b>	<b>Total, kg</b>	<b>%, kg</b>
<b>CH<sub>4</sub></b>		57,752	19,235			76,987	5,174
<b>C<sub>2</sub>H<sub>6</sub></b>		0,726	0,181			0,907	0,061
<b>C<sub>3</sub>H<sub>8</sub></b>		0,130	0,0288			0,159	0,011
<b>N<sub>2</sub></b>					1,016	1,016	0,068
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,213	0,081				0,294	0,020
<b>H<sub>2</sub>S</b>			0,0003	0,005		0,0053	0,000
<b>Aire</b>	323,990				1084,664	1408,654	94,666
<b>Total</b>	324,204	58,688	19,445	0,005	1085,680	<b>1488,022</b>	100,000
<b>%</b>	21,788	3,944	1,307	0,0004	72,961	100,000	
<b>Salida</b>							
<b>Compuesto</b>	<b>O</b>	<b>C</b>	<b>H</b>	<b>S</b>	<b>N</b>	<b>Total, kg</b>	<b>%, kg</b>
<b>CO<sub>2</sub></b>	156,273	58,688				214,962	14,446
<b>SO<sub>2</sub></b>	0,005			0,005		0,010	0,001
<b>N<sub>2</sub></b>					1085,680	1085,680	72,961
<b>O<sub>2</sub>(exceso)</b>	12,461					12,461	0,837
<b>H<sub>2</sub>O</b>	155,464		19,445			174,909	11,754
<b>Total</b>	324,204	58,688	19,445	0,005	1085,680	<b>1488,022</b>	100,000
<b>%</b>	21,788	3,944	1,307	0,0004	72,961	100,000	

En la tabla anterior se observa que para la combustión de 79,368 kg de gas natural se necesita 1408,654 kg de aire. En los gases generados por la combustión el nitrógeno es el que posee mayor porcentaje, gas que desde el punto de vista ecológico no es nocivo para el medio ambiente, sin embargo es importante tener en cuenta el contenido de dióxido de carbono y de azufre.

### 3.2.1.5. Cálculo de los gases salientes del horno de tostación reductora

De manera similar al cálculo de los productos gaseosos en el proceso de secado, además, en la tostación reductora al tener en cuenta la presencia del dióxido de carbono en los gases tecnológicos generados cuya composición racional se muestra en el anexo 9, se obtuvieron los resultados de la composición racional de los productos gaseosos, los cuales se encuentra en la tabla siguiente:

**Tabla 3.16.** Composición racional de los gases salientes del horno de tostación reductora

Compuesto	O	C	H	S	N	Total, kg	Total, m³	%, Volumétrico
CO <sub>2</sub>	189,733	71,254				260,987	132,896	7,861
SO <sub>2</sub>	0,005			0,005		0,010	0,004	0,00022
N <sub>2</sub>					1085,680	1085,680	867,924	51,339
CO	12,461	9,360				21,821	15,284	0,904
H <sub>2</sub> O	481,460		60,220			541,680	674,466	39,896
<b>Total</b>	<b>683,659</b>	<b>80,613</b>	<b>60,220</b>	<b>0,005</b>	<b>1085,680</b>	<b>1910,178</b>	<b>1690,573</b>	<b>100,000</b>
<b>%, Másico</b>	<b>35,790</b>	<b>4,220</b>	<b>3,153</b>	<b>0,000</b>	<b>56,837</b>	<b>100,000</b>		

Según los resultados expuestos en la tabla 3.16, durante el proceso de tostación reductora se generan 674,466 m<sup>3</sup> de vapor de agua, el cual incide en el diseño y trabajo del sistema de captación del polvo. Además, se observa que el contenido del dióxido de azufre presente en los gases salientes es de 0,00022 %. Al emplear carbón bituminoso como combustible, el contenido del mismo es de 0,013 %, lo que confirma que la combustión del gas natural es mucho menos contaminante que la del carbón bituminoso.

Los cálculos de balance de masa para el proceso de tostación reductora, fueron integrados y se muestran en la tabla 3.17.

**Tabla 3.17.** Resultados del balance de masa del proceso de tostación reductora

Elementos	Fe	Ni	Co	Al	Mg	Mn	SiO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	O	Cr	Cu	Zn	C	N	H	S	A	Otros	Total	%
<b>ENTRADA</b>																				
Mineral	185,000	18,500	0,600	24,730	138,420	2,210	301,400	370,000	196,007	6,840	0,200	0,080						6,013	1250,000	44,835
Carbón reductor								2,703					31,150				4,268	11,879	50,000	1,793
Aire									323,990					1084,664					1408,654	50,525
Combustible									0,213				58,688	1,016	19,445	0,005			79,368	2,847
<b>Total, kg</b>	<b>185,000</b>	<b>18,500</b>	<b>0,600</b>	<b>24,730</b>	<b>138,420</b>	<b>2,210</b>	<b>301,400</b>	<b>372,703</b>	<b>520,211</b>	<b>6,840</b>	<b>0,200</b>	<b>0,080</b>	<b>89,838</b>	<b>1085,680</b>	<b>19,445</b>	<b>0,005</b>	<b>4,268</b>	<b>17,892</b>	<b>2788,022</b>	<b>100,000</b>
<b>%</b>	<b>6,636</b>	<b>0,664</b>	<b>0,022</b>	<b>0,887</b>	<b>4,965</b>	<b>0,079</b>	<b>10,811</b>	<b>13,368</b>	<b>18,659</b>	<b>0,245</b>	<b>0,007</b>	<b>0,003</b>	<b>3,222</b>	<b>38,941</b>	<b>0,697</b>	<b>0,000</b>	<b>0,153</b>	<b>0,642</b>	<b>100,000</b>	
<b>SALIDA</b>																				
Producto final	145,664	14,566	0,472	19,472	108,988	1,740	237,314		125,765	5,386	0,157	0,063	5,809				3,361	14,088	682,844	24,492
Polvo	39,336	3,934	0,128	5,258	29,432	0,470	64,086	5,932	36,782	1,454	0,043	0,017	3,416				0,907	3,804	195,000	6,994
Gases								366,771	357,664				80,613	1085,680	19,445	0,005			1910,178	68,514
<b>Total, kg</b>	<b>185,000</b>	<b>18,500</b>	<b>0,600</b>	<b>24,730</b>	<b>138,420</b>	<b>2,210</b>	<b>301,400</b>	<b>372,703</b>	<b>520,211</b>	<b>6,840</b>	<b>0,200</b>	<b>0,080</b>	<b>89,838</b>	<b>1085,680</b>	<b>19,445</b>	<b>0,005</b>	<b>4,268</b>	<b>17,892</b>	<b>2788,022</b>	<b>100,000</b>
<b>%</b>	<b>6,636</b>	<b>0,664</b>	<b>0,022</b>	<b>0,887</b>	<b>4,965</b>	<b>0,079</b>	<b>10,811</b>	<b>13,368</b>	<b>18,659</b>	<b>0,245</b>	<b>0,007</b>	<b>0,003</b>	<b>3,222</b>	<b>38,941</b>	<b>0,697</b>	<b>0,000</b>	<b>0,153</b>	<b>0,642</b>	<b>100,000</b>	



A partir de los resultados del balance de masa del proceso de tostación reductora, ilustrados en la tabla 3.17, se obtuvieron los resultados siguientes:

- ✓ Al procesar 1250 kg de mineral húmedo, la cantidad de aire que se necesita es de 1408,654 kg, la cual tiene un valor elevado y es uno de los factores que causa la pérdida de producto con el polvo.
- ✓ La cantidad de producto final es de 682,844 kg pero la de polvo es de 195 kg, es decir, que la pérdida de producto es significativa, pues influye directamente a la eficiencia del proceso de tostación.
- ✓ El agua contenida en el mineral alimentado sale con los gases en forma de vapor, el cual es el producto de las reacciones de combustión del gas natural y de la descomposición de los compuestos superiores en el mineral inicial. Desde el punto de vista tecnológico este vapor es necesario tener en cuenta en el sistema de captación de polvo diseñado.

### **3.2.2. Resultado del balance de energía para el proceso de tostación**

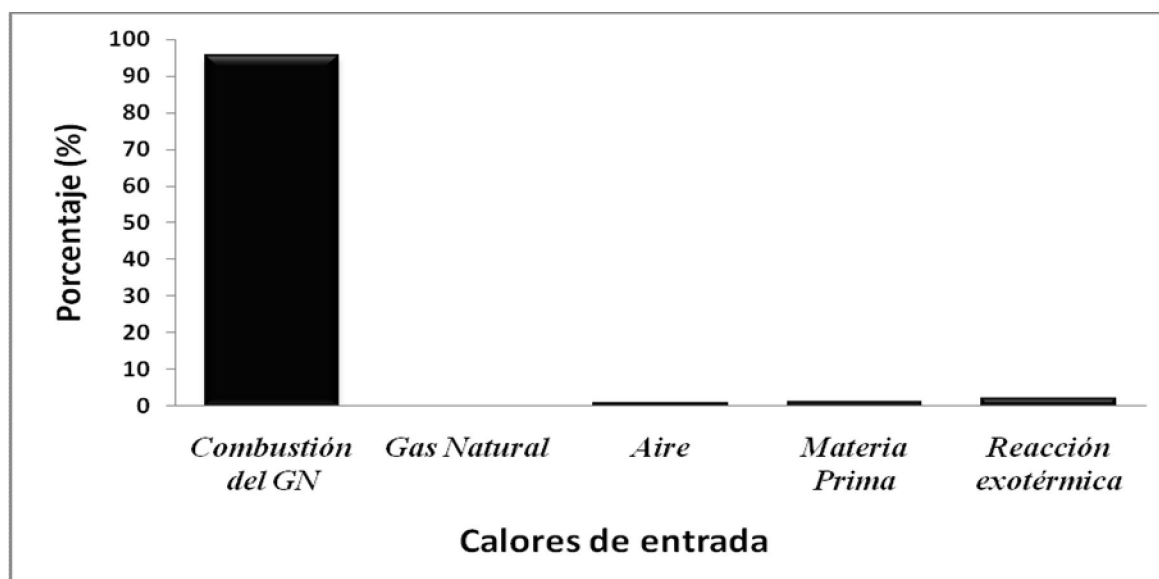
Primeramente se definieron las temperaturas de los flujos de entrada y salida del proceso, las cuales se muestran en el anexo 10. Luego, de manera similar al cálculo de las capacidades caloríficas promedios del mineral alimentado, el producto final, el polvo y los gases salientes en el proceso de secado, se calcularon estas capacidades caloríficas para los mismos flujos en el proceso de tostación reductora, los resultados de estos cálculos se encuentran en los anexos 10, 11, 12, 13, 14 y 15.

A partir de los resultados calculados se obtuvo el balance de energía, el cual es mostrado en la tabla siguiente:

**Tabla 3.18.** Resultados del balance de energía para el proceso de tostación reductora

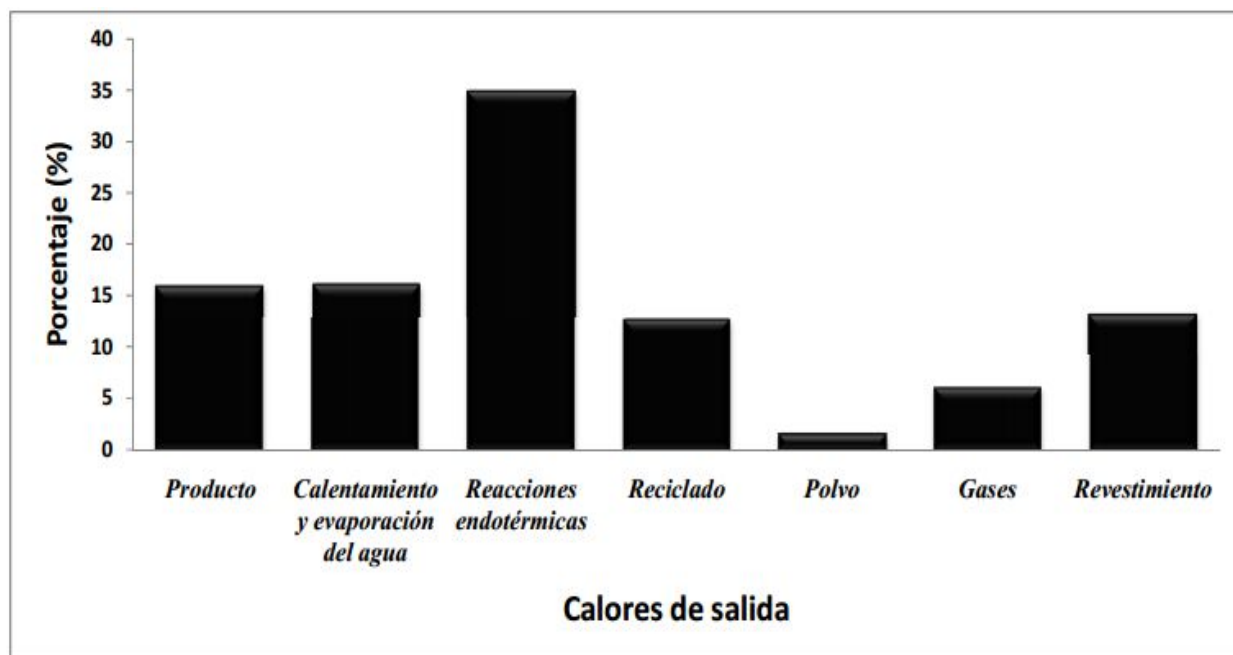
Índices de entrada		Calor (MJ)	%
Calor de la combustión del combustible	(Q1)	3853,309	95,634
Calor físico del combustible	(Q2)	4,167	0,103
Calor físico del aire	(Q3)	35,463	0,880
Calor físico del mineral inicial	(Q4)	47,160	1,170
Calor de las reacciones exotérmicas	(Q5)	89,133	2,212
Total		4029,232	100,000
Índices de salida			
Calor útil			
Calor físico del producto	(Q6)	637,577	15,824
Calor para calentamiento y evaporación del agua	(Q7)	643,563	15,972
Calor para las reacciones endotérmicas	(Q11)	1405,328	34,878
Calor reciclado para el proceso de secado	(Q12)	510,403	12,668
Pérdida de calor			
Calor físico del polvo	(Q8)	63,510	1,576
Calor físico de los gases salientes	(Q9)	243,440	6,042
Pérdidas de calor al medio ambiente	(Q10)	525,412	13,040
Total		4029,232	100,000

En la figura 3.3 se muestra comparativamente los consumos energéticos en el horno de tostación reductora, en ella se puede observar que el principal aporte calórico durante la combustión del gas natural, es de 95,634 %.



**Figura 3.3.** Distribución de los calores de entrada en el proceso de tostación reductora

En el caso de la distribución de los calores de salida del sistema, existe comportamiento más uniforme, sobresaliendo el calor de las reacciones endotérmicas, que representan el 34,878 %, como se muestra en la figura 3.4.



**Figura 3.4.** Distribución de los calores de salida en el proceso de tostación reductora

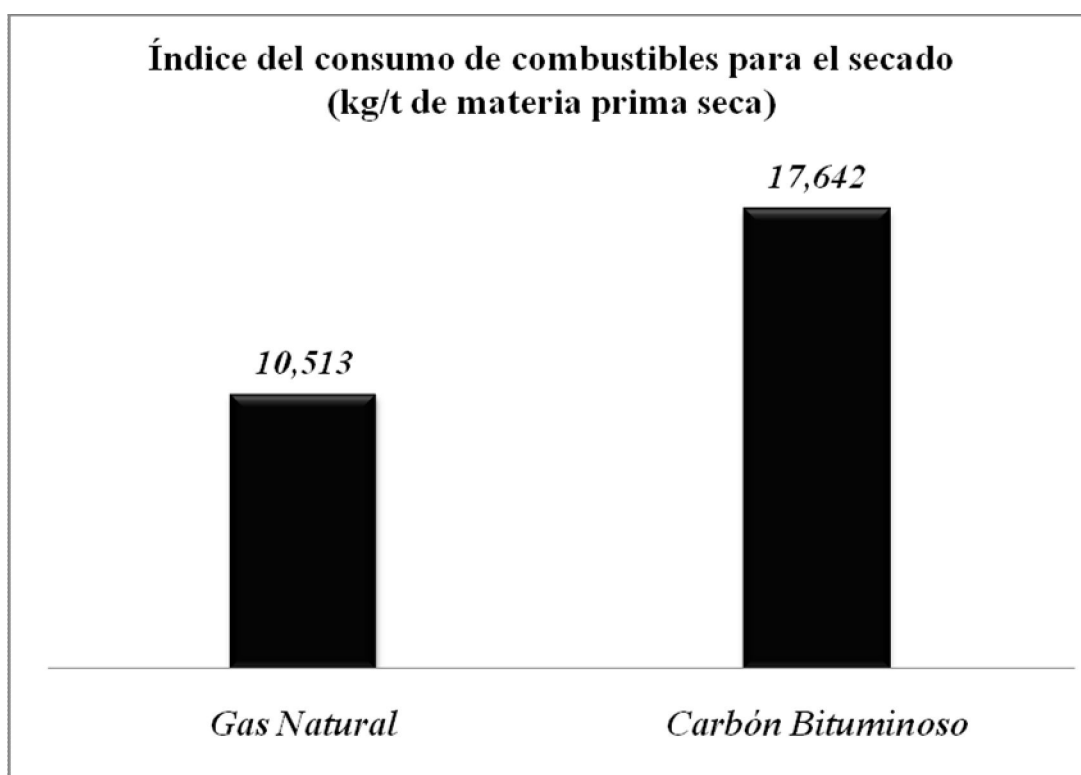
En la figura anterior se observa además, que las principales fuentes consumidoras de energía como útiles son: el calor para el calentamiento y evaporación del agua libre en el mineral alimentado, el calor físico del producto final y el calor absorbido por las reacciones endotérmicas. Por otra parte, se observa que de la pérdida de calor en los gases salientes se recuperó una considerable cantidad para utilizar en el proceso de secado, y esto es uno de los aspectos importantes que define la eficiencia energética del horno. Para este caso, se determinó que la eficiencia energética del horno de tostación reductora para el proceso de tostación reductora es de 80,706 %, la cual es aceptable y está acorde con los estándares internacionales.

### 3.3. Comparación de los índices de consumo del gas natural con el carbón como combustible utilizado en el proyecto FEMSA

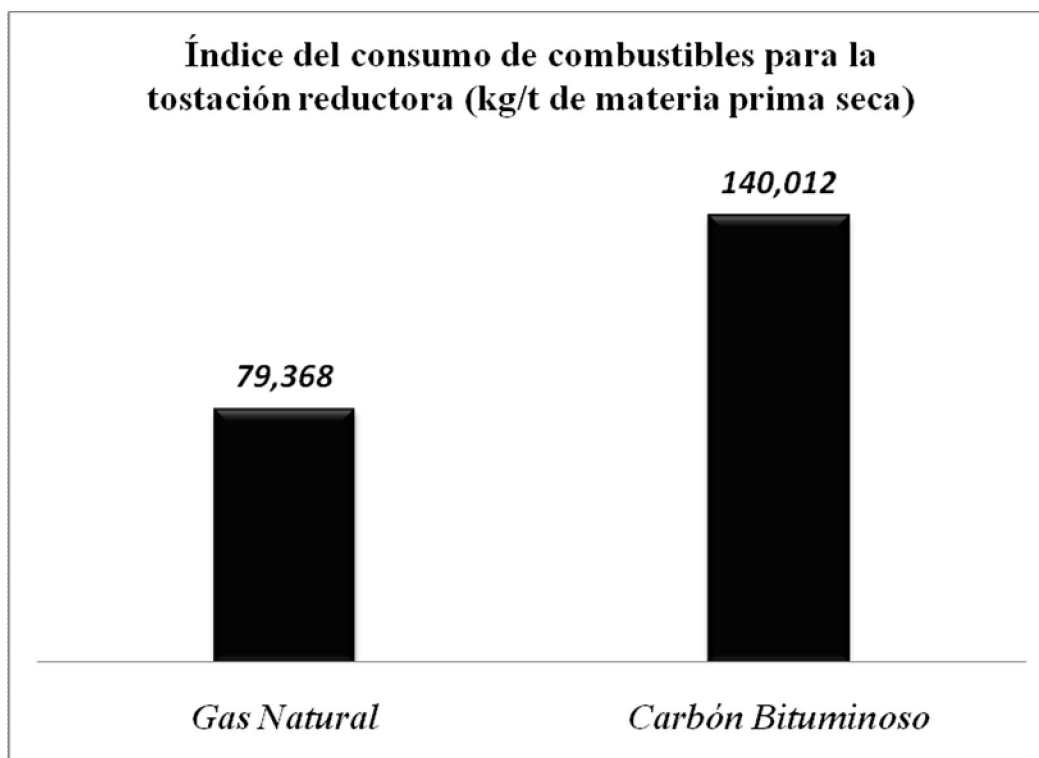
A partir de los resultados obtenidos en los balances se establecieron los índices de consumo del gas natural como combustible para los procesos de secado y de tostación

reductora. En el caso del proceso de secado este indicador es de 10,513 kg/t de mineral seco alimentado, mientras, para el proceso de tostación reductora el consumo es de 79,368 kg/t de materia prima seca.

Comparando los índices de consumo del combustible utilizados para los procesos de secado (figura 3.5) y de tostación reductora (figura 3.6), se aprecia un incremento de 7,129 kg/t de consumo de carbón en el secador y de 60,644 kg/ t en horno de tostación reductora, lo que confirma las potenciales energéticas del gas natural como combustible.



**Figura 3.5.** Comparación del consumo de combustibles para el proceso de secado



**Figura 3.6.** Comparación del consumo de combustibles para el proceso de tostación reductora

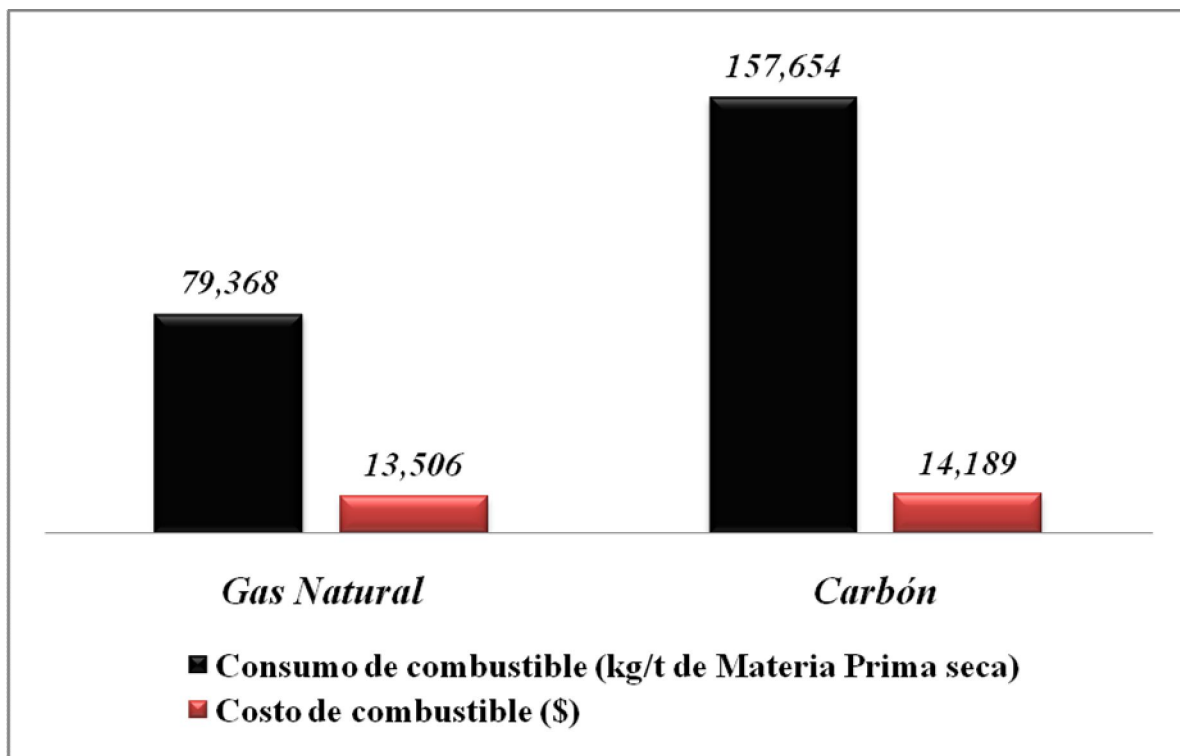
Las figuras 3.5 y 3.6 muestran que el consumo de gas natural para los procesos de secado y de tostación reductora es menor que el de carbón, lo que confirma que el gas natural es más beneficioso que el carbón desde punto de vista tecnológico por su capacidad calorífica. El uso de este combustible en plantas de Ferroníquel, como Cerro Matoso (Colombia) y Loma de Níquel (Venezuela), confirman las posibilidades de incorporar este gas en la matriz energética del proyecto Ferroníquel en Moa.

### 3.4. Análisis económico del gas natural como combustible

Al tener en cuenta los consumos del gas natural como combustible establecidos anteriores, se realizaron los cálculos económicos para determinar la factibilidad del combustible. Para los cuales se toma el precio actual del gas natural en el mercado mundial es de \$ 3,505 por cada mil MJ, según **Jorge R. Piñón Cervera**, *Geociencias* (2013). Por otra parte, en el mercado internacional de carbón, el precio del carbón bituminoso es de \$ 90 por cada tonelada.

Al tener en cuenta que en el caso del uso de gas natural como combustible, se propuso una variante para recuperar el calor que se pierde con los gases salientes durante el proceso de tostación reductora, y utilizar este calor para el proceso de secado.

Los resultados del análisis comparativo de Gas Natural vs Carbón Bituminoso como combustibles empleados en los procesos de secado y de tostación reductora se muestra en la figura 3.7.



**Figura 3.7.** Comparación de Gas Natural vs Carbón Bituminoso como combustibles empleados en los procesos de secado y de tostación reductora

En la figura 3.7 se muestra comparativamente los consumos y costos del gas natural con respecto al carbón bituminoso, al utilizar como combustibles en los procesos de secado y de tostación reductora del proyecto Ferroníquel en Moa, en la cual se puede observar que aproximadamente los costos de estos combustibles son muy similares, pero el consumo de carbón bituminoso es el doble que el de gas natural.

## Conclusiones del capítulo

- Los índices de consumo del gas natural como combustible para los procesos de secado y de tostación reductora son de 10,513 y 79,368 kg/t de mineral seco alimentado, respectivamente, los cuales resultaron menores que las de carbón bituminoso. Lo que demuestra que el gas natural es más beneficioso que el carbón desde el punto de vista tecnológico.
- El costo del gas natural empleado como combustible para los procesos de secado y de tostación reductora es menor que el de carbón, lo que resultan las posibilidades de incorporar este gas en la matriz energética del proyecto Ferroníquel en Moa.
- Las eficiencias energéticas del horno de tambor rotatorio con el empleo de gas natural como combustible para los procesos de secado y tostación reductora, son de 76,033 y 80,706 %, las cuales son aceptables y están acorde con los estándares internacionales.
- El producto tostado posee las características tecnológicas siguientes:
  - La relación  $(Fe^0 + F^{2+})/Fe_{total}$  es de 81,434 %;
  - La relación  $Ni^0/Ni_{total}$  es de 30,000 %.

Las cuales son adecuadas, para su alimentación al horno de fusión.

## CONCLUSIONES GENERALES

Una vez finalizada la investigación se llegó a la siguiente conclusión:

Se realizaron los balances de masa y energía de los procesos de secado y tostación reductora para la obtención de ferroníquel en el Proyecto de Ferroníquel en Moa, teniendo en cuenta los aspectos siguientes:

- ↳ Se determinaron los índices de consumo del gas natural como combustible para los procesos de secado y de tostación reductora, los cuales fueron de 10,513 y 79,368 kg/t de mineral seco alimentado respectivamente.
- ↳ Se demostró que el costo del gas natural empleado como combustible, al procesar una tonelada de mineral seco en los hornos de secado y tostación reductora, es de \$ 13,506, mientras que el de carbón es de \$ 14,189, apreciándose un incremento de \$ 0,683.
- ↳ Se comprobó que el contenido de dióxido de azufre presente en los gases salientes, durante los procesos de secado y tostación reductora con el uso del gas natural como combustible, es de aproximadamente sesenta veces menor que el contenido del mismo al emplear carbón bituminoso como combustible. Evidenciando una disminución en la emisión de gases contaminantes al medio ambiente.



## RECOMENDACIÓN

- Realizar el cálculo para comprobar si a la temperatura de los gases salientes en el proceso de secado se garantiza que el vapor de agua no se condensa, la cual podría afectar al sistema de captación del polvo.
- Evaluar el comportamiento del carbón bituminoso como agente reductor durante el proceso de tostación reductora, al utilizar el gas natural como combustible.

## BIBLIOGRAFÍA

1. ARCE M, J. & CHANG C, A. R. 2004: "SOFTWARE COMPRAC para cálculo de la composición racional de minerales". Centro Nacional de Derecho de Autor (CENDA). Registro: 1767-2004.
2. CHANG C, A. R. & YUHANINOV, I. A. 1997. Cálculo de los principales procesos en los Hornos Metalúrgicos. La Habana, Félix Varela. 208p.
3. CHOMIACK, J. 1990. Combustion, a study in theory, fact and application, Energy & Engineering Science
4. CRUZ V, L. & PONS F, A. 1985. Introducción a la Ingeniería Química. La Habana, Pueblo y Educación. T 1-2.
5. DON W. G & JAMES O. M. 1997. Perry's Chemical Engineers' Handbook (seventh Edition). United States of America, University of Kansas.
6. HERNÁNDEZ, A. & B. ONICHIN. 1973. Obtención de ferroníquel por electro-fusión a partir de minerales serpentiniticos de Moa.
7. JORGE R, P. C. 2013. El Gas Natural Licuado: Posibles Oportunidades Para su Uso en la Matriz Energética de Cuba. En IV Congreso de Petróleo y Gas. La Habana, Cuba.
8. JOSÉ A, P. H. "et al". 2013. Evaluación de alternativas de alimentación a la Planta de Ferroníquel en Moa. En V Congreso Cubano de Minería. La Habana, Cuba.
9. LÓPEZ C, P. 1984. Ahorro de combustible en los hornos de reducción. En: I Fórum Nacional de energía. Nicaro, Minbas, Sindicato Minero-Químico Energético.

10. MANH, T. L. 2010. Perfeccionamiento de la metodología de Proyecto de Curso de la asignatura Procesos y Equipos Pirometalúrgicos II.
11. PANTOJA, S 2008. Metodología de cálculos de balances de masa y energía para la reducción de los minerales oxidados níquelíferos en el horno de soleras múltiples.
12. RABANOVICH B & A. JAVIN Z, Y. 1978. Pequeño manual de Química. La Habana, Química. 392p.
13. REYES, J. O. 2011. Determinación del índice de consumo del Fuel oil del horno industrial de múltiples soleras. [Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa].
14. REYES O, L. 2000. Formulación del balance de masa sin reacción química en el proceso de secado y reducción. Moa, Minbas. 28p.
15. RIVERÓN 2003. Balances de masa y energía del horno de arco eléctrico para la obtención de ferroníquel.
16. RODRÍGUEZ, M 1976. Modelo cinético de las reacciones de reducción en la Planta Piloto de Nicaro.
17. STEVENS, R. "et al". 2003. Thermodynamics of Fe oxides: Part I. Entropy at standard temperature and pressure and heat capacity of goethite ( $\alpha$ -FeOOH), lepidocrocite ( $\sigma$ -FeOOH), and maghemite ( $\sigma$ -Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>). American Mineralogist. 88: 846-854.
18. SUÁREZ 1993. Análisis de la tecnología de pre-reducción de la serpentina para la producción de ferroníquel a partir de los minerales serpentiniticos de Cuba.
19. TAMAYO, G. E. 2008. Balance de Energía por zona del Horno Herreshoff de la Empresa Comandante Che Guevara.
20. VAGIN, A. "et al". 1978. Combustible, Refractarios y Hornos Metalúrgicos. Ed. Metalurgia, Moscú, 432 p.

## ANEXOS

### Anexo 1. Temperatura de los flujos de entrada y salida en el proceso de secado

Entrada	Corriente	Temperatura, °C	Temperatura, K
Sólido	Mineral húmedo	25	298
Gases	Gas Natural	25	298
	Aire primario	25	298
Salida	Corriente	Temperatura, °C	Temperatura, K
Sólidos	Mineral seco	60	333
	Polvo de salida	130	403
Gases	Gases de salida	130	403

### Anexo 2. Capacidad calorífica promedio del mineral seco alimentado al horno de secado

Mineral	Masa molar g/mol	Cp kJ/(kg·K)	Fm	Cp(esp) kJ/(kg·K)
2FeOOH	177,640	0,403	0,213	0,086
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> ·3H <sub>2</sub> O	155,900	0,890	0,061	0,054
(Mg,Fe)(Cr,Al) <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	302,040	0,171	0,020	0,003
Fe <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	231,480	0,624	0,025	0,016
SiO <sub>2</sub> libre	60,060	0,725	0,010	0,007
NiO	74,680	0,668	0,024	0,016
CoO	74,920	0,618	0,001	0,0005
CuO	79,530	0,529	0,0003	0,0001
ZnO	81,380	0,493	0,0001	0,00005
MnO	70,930	0,596	0,003	0,002
Al <sub>4</sub> (Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> )(OH) <sub>8</sub> ·4H <sub>2</sub> O	588,020	1,130	0,002	0,002
Fe <sub>2</sub> (Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> )(OH) <sub>2</sub> ·H <sub>2</sub> O	435,870	0,776	0,119	0,092
Mg <sub>6</sub> (Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> )(OH) <sub>8</sub>	553,940	1,949	0,523	1,019
		<b>Total</b>	<b>1,000</b>	<b>1,298</b>

**Anexo 3.** Capacidad calorífica promedio del producto final del proceso de secado

Mineral	Masa molar g/mol	Cp kJ/(kg·K)	Fm	Cp(esp) kJ/(kg·K)
<b>2FeOOH</b>	177,640	0,439	0,213	0,093
<b>Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>·3H<sub>2</sub>O</b>	155,900	0,616	0,061	0,037
<b>(Mg,Fe)(Cr,Al)<sub>2</sub>O<sub>4</sub></b>	302,040	0,114	0,020	0,002
<b>Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub></b>	231,480	0,674	0,025	0,017
<b>SiO<sub>2</sub> libre</b>	60,060	0,780	0,010	0,008
<b>NiO</b>	74,680	0,671	0,024	0,016
<b>CoO</b>	74,920	0,623	0,001	0,0005
<b>CuO</b>	79,530	0,552	0,000	0,0001
<b>ZnO</b>	81,380	0,516	0,000	0,0001
<b>MnO</b>	70,930	0,610	0,003	0,002
<b>Al<sub>4</sub>(Si<sub>4</sub>O<sub>10</sub>)(OH)<sub>8</sub>·4H<sub>2</sub>O</b>	588,020	1,129	0,002	0,002
<b>Fe<sub>2</sub>(Si<sub>4</sub>O<sub>10</sub>)(OH)<sub>2</sub>·H<sub>2</sub>O</b>	435,870	0,776	0,119	0,092
<b>Mg<sub>6</sub>(Si<sub>4</sub>O<sub>10</sub>)(OH)<sub>8</sub></b>	553,940	1,945	0,523	1,017
		<b>Total</b>	<b>1,000</b>	<b>1,288</b>

**Anexo 4.** Capacidad calorífica promedio del polvo que sale del horno de secado

Mineral	Masa molar g/mol	Cp kJ/(kg·K)	Fm	Cp(esp) kJ/(kg·K)
<b>2FeOOH</b>	177,640	0,439	0,213	0,093
<b>Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>·3H<sub>2</sub>O</b>	155,900	0,616	0,061	0,037
<b>(Mg,Fe)(Cr,Al)<sub>2</sub>O<sub>4</sub></b>	302,040	0,114	0,020	0,002
<b>Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub></b>	231,480	0,674	0,025	0,017
<b>SiO<sub>2</sub> libre</b>	60,060	0,780	0,010	0,008
<b>NiO</b>	74,680	0,671	0,024	0,016
<b>CoO</b>	74,920	0,623	0,001	0,0005
<b>CuO</b>	79,530	0,552	0,000	0,0001
<b>ZnO</b>	81,380	0,516	0,000	0,0001
<b>MnO</b>	70,930	0,610	0,003	0,002
<b>Al<sub>4</sub>(Si<sub>4</sub>O<sub>10</sub>)(OH)<sub>8</sub>·4H<sub>2</sub>O</b>	588,020	1,129	0,002	0,002
<b>Fe<sub>2</sub>(Si<sub>4</sub>O<sub>10</sub>)(OH)<sub>2</sub>·H<sub>2</sub>O</b>	435,870	0,776	0,119	0,092
<b>Mg<sub>6</sub>(Si<sub>4</sub>O<sub>10</sub>)(OH)<sub>8</sub></b>	553,940	1,945	0,523	1,017
		<b>Total</b>	<b>1,000</b>	<b>1,288</b>

**Anexo. 5.** Capacidad calorífica promedio de los gases de combustión de un kilogramo de gas natural, empleado en el proceso de secado

Compuesto	Cp J/(mol·K)	Cp kJ/(m <sup>3</sup> ·K)	% volumétrico	Cp(esp) kJ/(m <sup>3</sup> ·K)
H <sub>2</sub> O	35,919	1,604	0,181	0,290
SO <sub>2</sub>	39,580	1,767	0,000003	0,000005
N <sub>2</sub>	28,675	1,280	0,721	0,923
O <sub>2</sub>	28,600	1,277	0,007	0,009
CO <sub>2</sub>	40,640	1,814	0,091	0,165
		<b>Total</b>	<b>1,000</b>	<b>1,387</b>

**Anexo 6.** Composición racional del polvo arrastrado de la zona de secado en el horno de tostación reductora

Mineral	Fe	Ni	Al	Mg	Mn	SiO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	O	Cr	Cu	Zn	Co	C	A	Otros	Total	%
2FeOOH	1,732						0,279	0,744								2,755	20,186
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> ·3H <sub>2</sub> O			0,272				0,272	0,242								0,785	5,755
(Mg,Fe)(Cr,Al) <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	0,048		0,046	0,021				0,055	0,089							0,259	1,897
Mg <sub>6</sub> (Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> )(OH) <sub>8</sub>				1,783		2,938	0,880	1,173								6,775	49,635
Fe <sub>2</sub> (Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> )(OH) <sub>2</sub> ·H <sub>2</sub> O	0,395					0,850	0,127	0,170								1,543	11,302
Al <sub>4</sub> (Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> )(OH) <sub>8</sub> ·4H <sub>2</sub> O			0,004			0,009	0,006	0,0037								0,023	0,167
Fe <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	0,236							0,090								0,326	2,387
SiO <sub>2</sub> libre						0,130										0,130	0,955
NiO		0,2411						0,0657								0,307	2,248
CoO								0,0021				0,008				0,010	0,073
MnO					0,029			0,0084								0,037	0,272
CuO								0,0007		0,0026						0,0033	0,024
ZnO								0,00025			0,0010					0,0013	0,010
C													0,406			0,406	2,974
A														0,056		0,056	0,408
Otros															0,233	0,233	1,708
<b>Total, kg</b>	<b>2,411</b>	<b>0,241</b>	<b>0,322</b>	<b>1,804</b>	<b>0,029</b>	<b>3,928</b>	<b>1,564</b>	<b>2,555</b>	<b>0,089</b>	<b>0,0026</b>	<b>0,0010</b>	<b>0,008</b>	<b>0,406</b>	<b>0,056</b>	<b>0,233</b>	<b>13,650</b>	<b>100,000</b>
<b>%</b>	<b>17,665</b>	<b>1,766</b>	<b>2,361</b>	<b>13,217</b>	<b>0,211</b>	<b>28,779</b>	<b>11,458</b>	<b>18,715</b>	<b>0,653</b>	<b>0,019</b>	<b>0,008</b>	<b>0,057</b>	<b>2,974</b>	<b>0,408</b>	<b>1,708</b>	<b>100,000</b>	

**Anexo 7.** Composición racional del polvo arrastrado de la zona de disociación en el horno de tostación reductora

Mineral	Fe	Ni	Co	Al	Mg	Mn	SiO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	O	Cr	Cu	Zn	C	A	Otros	Total	%
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>				1,370					1,218							2,588	4,022
CuO									0,003		0,013					0,016	0,025
ZnO									0,001			0,005				0,006	0,010
MnO						0,143			0,042							0,185	0,287
Fe <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	1,170								0,447							1,617	2,513
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	10,559								4,535							15,094	23,456
NiO		1,197							0,326							1,523	2,366
CoO			0,039						0,011							0,049	0,077
Mg <sub>6</sub> (Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> )(OH) <sub>8</sub>					8,850		14,583	4,368	5,824							33,625	52,253
(Mg,Fe)(Cr,Al) <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	0,238			0,230	0,103				0,272	0,442						1,285	1,997
SiO <sub>2</sub>							4,913									4,913	7,635
C													2,015			2,015	3,131
A														0,276		0,276	0,429
Otros															1,157	1,157	1,799
<b>Total, kg</b>	<b>11,967</b>	<b>1,197</b>	<b>0,039</b>	<b>1,600</b>	<b>8,954</b>	<b>0,143</b>	<b>19,496</b>	<b>4,368</b>	<b>12,679</b>	<b>0,442</b>	<b>0,013</b>	<b>0,005</b>	<b>2,015</b>	<b>0,276</b>	<b>1,157</b>	<b>64,350</b>	<b>100,000</b>
<b>%</b>	<b>18,596</b>	<b>1,860</b>	<b>0,060</b>	<b>2,486</b>	<b>13,914</b>	<b>0,222</b>	<b>30,297</b>	<b>6,788</b>	<b>19,703</b>	<b>0,688</b>	<b>0,020</b>	<b>0,008</b>	<b>3,131</b>	<b>0,429</b>	<b>1,799</b>	<b>100,000</b>	

**Anexo 8.** Composición racional del polvo arrastrado de la zona de tostación en el horno de tostación reductora

Mineral	Fe	Ni	Co	Al	Mg	Mn	SiO <sub>2</sub>	O	Cr	Cu	Zn	C	A	Otros	Total	%
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>				2,857				2,540							5,398	4,613
CuO								0,007		0,027					0,034	0,029
ZnO								0,003			0,011				0,013	0,011
MnO						0,298		0,087							0,385	0,329
Fe <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	3,037							1,160							4,197	3,587
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1,101							0,473							1,574	1,345
NiO		1,747						0,476							2,223	1,900
CoO			0,059					0,016							0,075	0,064
MgO					18,459			12,146							30,605	26,158
(Mg,Fe)(Cr,Al) <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	0,496			0,479	0,216			0,568	0,923						2,680	2,291
Ni		0,749													0,749	0,640
Co			0,022												0,022	0,019
Fe	6,097														6,097	5,211
FeO	14,227							4,074							18,301	15,642
SiO <sub>2</sub>							40,662								40,662	34,754
C												0,995			0,995	0,851
A													0,576		0,576	0,492
Otros														2,414	2,414	2,063
Total, kg	24,958	2,496	0,081	3,336	18,674	0,298	40,662	21,549	0,923	0,027	0,011	0,995	0,576	2,414	117,000	100,000
%	21,332	2,133	0,069	2,852	15,961	0,255	34,754	18,418	0,789	0,023	0,009	0,851	0,492	2,063	100,000	

**Anexo 9.** Composición racional de los gases tecnológicos que salen del horno de tostación reductora

Compuesto	C	O	H <sub>2</sub> O	Total ,kg	% másico	Total, m <sup>3</sup>
CO	9,360	12,461		21,821	5,021	17,457
CO <sub>2</sub>	12,566	33,460		46,025	10,590	23,436
H <sub>2</sub> O			366,771	366,771	84,389	456,680
Total	21,925	45,921	366,771	434,617	100,000	497,573
%, másico	5,045	10,566	84,389	100,000		



**Anexo 10.** Temperatura de los flujos de entrada y salida en el proceso de tostación reductora

<b>Entrada</b>	<b>Corriente</b>	<b>Temperatura, °C</b>	<b>Temperatura, K</b>
<b>Sólidos</b>	Mineral de entrada	25	298
	Carbón reductor	25	298
<b>Gases</b>	Gas Natural	25	298
	Aire primario	25	298
<b>Salida</b>	<b>Corriente</b>	<b>Temperatura, °C</b>	<b>Temperatura, K</b>
<b>Sólidos</b>	Producto tostado	900	1173
	Polvo de salida	300	573
<b>Gases</b>	Gases de salida	300	573

**Anexo 11.** Capacidad calorífica promedio del mineral seco alimentado al horno de tostación reductora

<b>Mineral</b>	<b>Masa molar g/mol</b>	<b>Cp, kJ/(kg·K)</b>	<b>Fm</b>	<b>Cp(esp) kJ/(kg·K)</b>
<b>2FeOOH</b>	177,640	0,282	0,213	0,060
<b>Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>·3H<sub>2</sub>O</b>	155,900	4,914	0,061	0,298
<b>(Mg,Fe)(Cr,Al)<sub>2</sub>O<sub>4</sub></b>	302,040	1,002	0,020	0,020
<b>Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub></b>	231,480	0,003	0,025	0,0001
<b>SiO<sub>2</sub> libre</b>	60,060	0,091	0,010	0,001
<b>NiO</b>	74,680	0,651	0,024	0,015
<b>CoO</b>	74,920	0,545	0,001	0,0004
<b>CuO</b>	79,530	0,243	0,0003	0,0001
<b>ZnO</b>	81,380	0,175	0,0001	0,0000
<b>MnO</b>	70,930	0,525	0,003	0,002
<b>Al<sub>4</sub>(Si<sub>4</sub>O<sub>10</sub>)(OH)<sub>8</sub>·4H<sub>2</sub>O</b>	588,020	1,131	0,002	0,002
<b>Fe<sub>2</sub>(Si<sub>4</sub>O<sub>10</sub>)(OH)<sub>2</sub>·H<sub>2</sub>O</b>	435,870	0,776	0,119	0,092
<b>Mg<sub>6</sub>(Si<sub>4</sub>O<sub>10</sub>)(OH)<sub>8</sub></b>	553,940	1,947	0,523	1,018
		<b>Total</b>	<b>1,000</b>	<b>1,509</b>

**Anexo 12.** Capacidad calorífica promedio del producto final del proceso de tostación reductora

<b>Mineral</b>	<b>Masa molar g/mol</b>	<b>Cp kJ/(kg·K)</b>	<b>Fm</b>	<b>Cp(esp) kJ/(kg·K)</b>
<b>Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub></b>	101,930	1,138	0,047	0,054
<b>(Mg,Fe)(Cr,Al)<sub>2</sub>O<sub>4</sub></b>	302,040	0,107	0,024	0,003
<b>Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub></b>	231,480	0,962	0,037	0,035
<b>Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub></b>	159,650	0,957	0,014	0,013
<b>FeO</b>	71,830	0,791	0,161	0,127
<b>Fe</b>	55,840	0,661	0,053	0,035
<b>SiO<sub>2</sub></b>	60,060	1,173	0,357	0,418
<b>NiO</b>	74,680	0,722	0,019	0,014
<b>CoO</b>	74,920	0,641	0,001	0,0004
<b>CuO</b>	79,530	0,696	0,0003	0,0002
<b>ZnO</b>	81,380	0,624	0,0001	0,0001
<b>MgO</b>	40,290	1,180	0,268	0,317
<b>MnO</b>	70,930	0,773	0,003	0,003
<b>C</b>	12,010	1,527	0,009	0,013
<b>Ni</b>	58,690	0,640	0,007	0,004
<b>Co</b>	58,930	0,538	0,0002	0,0001
		<b>Total</b>	<b>1,000</b>	<b>1,037</b>

**Anexo 13.** Capacidad calorífica promedio del polvo que sale del horno de tostación reductora

<b>Mineral</b>	<b>Masa molar g/mol</b>	<b>Cp kJ/(kg·K)</b>	<b>Fm</b>	<b>Cp(esp) kJ/(kg·K)</b>
<b>2FeOOH</b>	177,640	0,588	0,014	0,009
<b>Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>·3H<sub>2</sub>O</b>	155,900	0,024	0,004	0,0001
<b>Mg<sub>6</sub>(Si<sub>4</sub>O<sub>10</sub>)(OH)<sub>8</sub></b>	553,940	1,944	0,212	0,413
<b>Fe<sub>2</sub>(Si<sub>4</sub>O<sub>10</sub>)(OH)<sub>2</sub>·H<sub>2</sub>O</b>	435,870	0,776	0,008	0,006
<b>Al<sub>4</sub>(Si<sub>4</sub>O<sub>10</sub>)(OH)<sub>8</sub>·4H<sub>2</sub>O</b>	588,020	1,128	0,0001	0,0001
<b>Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub></b>	101,930	0,954	0,042	0,040
<b>(Mg,Fe)(Cr,Al)<sub>2</sub>O<sub>4</sub></b>	302,040	0,011	0,022	0,0002
<b>Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub></b>	231,480	0,799	0,032	0,026
<b>Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub></b>	159,650	0,773	0,088	0,068
<b>FeO</b>	71,830	0,750	0,096	0,072
<b>Fe</b>	55,840	0,518	0,032	0,017
<b>SiO<sub>2</sub></b>	60,060	0,933	0,240	0,224
<b>NiO</b>	74,680	0,686	0,021	0,015
<b>CoO</b>	74,920	0,633	0,001	0,000
<b>CuO</b>	79,530	0,612	0,0003	0,0002
<b>ZnO</b>	81,380	0,569	0,0001	0,0001
<b>MgO</b>	40,290	1,068	0,161	0,172
<b>MnO</b>	70,930	0,665	0,003	0,002
<b>C</b>	12,010	1,114	0,018	0,020
<b>Ni</b>	58,690	0,503	0,004	0,002
<b>Co</b>	58,930	0,467	0,0001	0,0001
		<b>Total</b>	<b>1,000</b>	<b>1,086</b>

**Anexo 14.** Capacidad calorífica promedio de los gases de combustión de un kilogramo de gas natural, empleado en el proceso de tostación reductora

Compuesto	Cp J/mol·K	Cp kJ/m <sup>3</sup> ·K	% Volumétrica	Cp(esp) kJ/m <sup>3</sup> ·K
H <sub>2</sub> O	36,483	1,629	0,181	0,295
SO <sub>2</sub>	41,233	1,841	0,000003	0,000006
N <sub>2</sub>	29,031	1,296	0,721	0,934
CO <sub>2</sub>	43,961	1,963	0,091	0,178
O <sub>2</sub> (exceso)	35,087	1,566	0,007	0,011
		<b>Total</b>	<b>1,000</b>	<b>1,419</b>

**Anexo 15.** Capacidad calorífica promedio de los gases tecnológicos que salen del horno de tostación reductora

Compuesto	Cp J/mol·K	Cp kJ/m <sup>3</sup> ·K	% Volumétrica	Cp(esp) kJ/m <sup>3</sup> ·K
H <sub>2</sub> O	36,078	1,611	0,918	1,478
CO <sub>2</sub>	43,961	1,963	0,047	0,092
CO	29,814	1,331	0,035	0,047
		<b>Total</b>	<b>1,000</b>	<b>1,617</b>