



*Ministerio de Educación Superior
Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa
“DR. Antonio Núñez Jiménez”
Facultad de Metalurgia y Electromecánica
Departamento de Metalurgia - Química*

BALANCES DE MASA Y ENERGÍA DEL SECADO Y LA TOSTACIÓN REDUCTORA CON EL USO DE FUEL OIL COMO COMBUSTIBLE EN EL PROYECTO FERRONÍQUEL MINERA S.A

**Trabajo de diploma en opción al título de Ingeniero en Metalurgia y
Materiales**

Marnolqui Cordova Rodríguez

Moa

2013



*Ministerio de Educación Superior
Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa
"DR. Antonio Núñez Jiménez"
Facultad de Metalurgia y Electromecánica
Departamento de Metalurgia - Química*

BALANCES DE MASA Y ENERGÍA DEL SECADO Y LA TOSTACIÓN REDUCTORA CON EL USO DE FUEL OIL COMO COMBUSTIBLE EN EL PROYECTO FERRONÍQUEL MINERA S.A

**Trabajo de diploma en opción al título de Ingeniero en Metalurgia y
Materiales**

Diplomante: Marnolqui Cordova Rodríguez

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

Prof. Aux. Ing. José Alberto Pons Herrera, Dr.C.

Moa

2013

Pensamiento

“Todos poseemos más poderes de los que hemos soñado tener. Podemos hacer cosas que nunca imaginamos llegar a realizar. No existen limitaciones excepto las que tenemos en nuestras mentes que nos impiden hacerla. No piense que usted no puede. Piense que sí puede”

Darwin Kingsley

Dedicatoria

Dedico sinceramente este trabajo a:

A mis familiares.

A mi padre, mi madre y mis abuelos.

A mi esposa.

A mis suegros y cuñados.

A mis hermanos.

A mis amigos.

A nuestra revolución, por las posibilidades que ofrece.

Agradecimientos

A través de este trabajo hago constar mis mayores agradecimientos:

A Dios sobre todas las cosas por haber cuidar de mí y de mis estudios.

A la revolución cubana por darme la oportunidad de realizarme como un profesional.

A mi familia por transmitirme la fuerza y la confianza suficiente para formarme como profesional, principalmente a mis padres, abuelos, mis hermanos, tías, tíos y primos.

A mi esposa Elismarys Castro Rodríguez por su ayuda.

A mi suegra, suegro, cuñados y sus familiares por acompañarme en los buenos y malos momentos.

A mis compañeros de aula por estar conmigo a cada instante que lo necesité.

A mis tutores, el Dr.C. José Alberto Pons y el Dr.C. Amaury Palacios Rodríguez por depositar toda su confianza en mí para realizar esta investigación.

A todos mis profesores por su ayuda en el transcurso de los cinco años.

A todos aquellos que de una forma u otra han hecho posible la realización de este trabajo.

A todos Gracias.

RESUMEN

En este trabajo se determinaron los índices de consumo del fuel oil como combustible empleado en los procesos de secado y tostación reductora, para la producción de ferroníquel en Moa. Para darle cumplimiento al 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 limoníticos y saprolíticos del territorio. Después de obtenidos los resultados correspondientes de los balances, se establecieron los índices de consumo del fuel oil como combustible para cada uno de los procesos y se implementó en una hoja de EXCEL tablas dinámicas para sus cálculos, se desarrolló una base de cálculos la cual permite evaluar los principales parámetros de control bajo diferentes condiciones tecnológicas y operacionales. Para validar la metodología propuesta, se realizaron análisis comparativos con otras bases de datos del proyecto diseñado, donde se utiliza el carbón bituminoso como combustible.

ABSTRACT

In this work we determined the rates of consumption of fuel oil as fuel used in the drying and reductive roasting processes, for the production of ferronickel in Moa. To give effect to the propounded objective, was developed a methodology to calculate the mass and energy balances of these processes, from minerals mix limonitic and saprolitic in the territory. After obtaining the results corresponding balances were established consumption rates of fuel oil as fuel for each of the processes and implemented the dynamical tables in EXCEL for their calculations, based on developed calculations which allows assess the main parameters of control under different technological and operational conditions. To validate the proposed methodology, comparative analyzes were performed with other databases designed project where bituminous coal is used as fuel.

ÍNDICE

INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO 1. MARCO TEÓRICO CONCEPTUAL	3
1.1. ANTECEDENTES BIBLIOGRÁFICOS	3
1.2. DESARROLLO DE LA PRODUCCIÓN DE FERRONÍQUEL EN CUBA	5
1.2.1. CARACTERÍSTICAS DE LOS MATERIALES PARA LA PRODUCCIÓN DE FERRONÍQUEL	7
1.3. CARACTERIZACIÓN DEL PETRÓLEO COMO COMBUSTIBLE	7
1.4. TEORÍA DEL PROCESO DE SECADO	8
1.4.1. Principios físicos del secado.....	8
1.4.2. Secado en horno de tambor rotatorio	9
1.4.3. Características fundamentales que determinan la eficiencia del secado	9
1.5. TEORÍA DEL PROCESO DE TOSTACIÓN REDUCTORA	11
1.5.1. Características que influyen en la eficiencia del horno de tostación reductora	11
1.5.2. Transformaciones físico-químicas que ocurren durante el proceso de tostación reductora en el horno de tambor rotatorio (HRT)	12
1.6. PROCESO DE PRE-REDUCCIÓN DE MINERALES LATERÍTICOS EN HORNOS ROTATORIOS PARA PRODUCIR FERRONÍQUEL	14
CONCLUSIONES DEL CAPÍTULO.....	16
CAPÍTULO 2. MATERIALES Y MÉTODOS	17
2.1. ESQUEMA TECNOLÓGICO DEL PROCESO DE OBTENCIÓN DE FERRONÍQUEL	17
2.2. CARACTERÍSTICAS DE LOS MATERIALES EMPLEADOS.....	18
2.2.1. Características de la mezcla de mena inicial.....	18
2.2.2. Características del agente reductor	21

2.2.3. Características del combustible	21
2.3. PRINCIPALES LEYES Y ECUACIONES EMPLEADAS.....	22
2.4. METODOLOGÍA DE CÁLCULO DE BALANCES DE MASA Y ENERGÍA PARA EL PROCESO DE SECADO	24
2.4.1. Balance de masa del proceso de secado	24
2.4.1.1. Cálculo del mineral seco en el proceso de secado	25
2.4.1.2. Cálculo del mineral húmedo en el proceso de secado	26
2.4.1.3. Cálculo del combustible (Fuel Oil) en el proceso de secado	26
2.4.1.4. Cálculo del polvo en el proceso de secado	27
2.4.1.5. Cálculo del producto final del proceso de secado	27
2.4.1.6. Cálculo de los gases salientes del proceso de secado	27
2.4.2. Balance de energía de energía del proceso de secado.....	28
2.4.2.1. Calor de la combustión del combustible (Q1).....	29
2.4.2.2. Calor físico del combustible (Q2)	29
2.4.2.3. Calor físico del aire para la combustión (Q3)	29
2.4.2.4. Calor físico del mineral que entra al horno (Q4).....	30
2.4.2.5. Calor físico del mineral producto (Q5).....	30
2.4.2.6. Calor para el calentamiento y evaporación del H ₂ O (Q6)	31
2.4.2.7. Pérdida de calor con el polvo (Q7)	31
2.4.2.8. Calor físico de los gases salientes (Q8)	31
2.4.2.9. Pérdida de calor al medio ambiente (Q9).....	32
2.4.2.10. Determinación del consumo de combustible	32
2.5. METODOLOGÍA DE CÁLCULO DE BALANCES DE MASA Y ENERGÍA PARA EL PROCESO DE TOSTACIÓN REDUCTORA.....	33
2.5.1. Balance de masa del proceso de tostación reductora	33
2.5.1.1. Cálculo del carbón reductor en el proceso de tostación reductora	33

2.5.1.2. Cálculo del combustible en el proceso de tostación reductora..	34
2.5.1.3. Cálculo del polvo en el proceso de tostación reductora	34
2.5.1.4. Cálculo del producto final en el proceso de tostación reductora	34
2.5.1.5. Cálculo de los productos gaseosos del proceso de tostación reductora	34
2.5.2. Balance de energía del proceso de tostación reductora.....	35
CONCLUSIONES DEL CAPÍTULO.....	36
CAPÍTULO 3. ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE LOS RESULTADOS	37
3.1. PROCESO DE SECADO EN HORNOS DE TAMBOR ROTATORIO.....	37
3.1.1. Resultados del balance de masa.....	37
3.1.1.1. Cálculo del mineral seco	38
3.1.1.2. Cálculo del mineral húmedo	38
3.1.1.3. Cálculo del combustible (Fuel Oil).....	39
3.1.1.4. Cálculo del producto final del proceso de secado	41
3.1.1.5. Cálculo del polvo de salida del secadero	43
3.1.1.6. Cálculo de 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.....	48
3.2.1.1. Cálculo del carbón reductor utilizado en el proceso de tostación	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. Resultados del balance de energía para el proceso de tostación reductora	54
3.3. COMPARACIÓN DE LOS ÍNDICES DE CONSUMO DEL FUEL OIL CON EL CARBÓN BITUMINOSO COMO COMBUSTIBLE UTILIZADO EN EL PROYECTO FERRONÍQUEL	56
3.4. ANÁLISIS ECONÓMICO DEL FUEL OIL COMO COMBUSTIBLE	58
CONCLUSIONES DEL CAPÍTULO.....	59
CONCLUSIONES GENERALES	60
RECOMENDACIONES	61
BIBLIOGRAFÍA	62

INTRODUCCIÓN

El actual orden económico mundial que se ha establecido, exige de los países menos desarrollados un incremento en la eficiencia de su economía para elevar así su nivel competitivo y conquistar un espacio en el mercado mundial.

En Cuba, la industria niquelífera desempeña un papel significativo ya que es uno de los principales renglones económicos, por lo cual es necesario cada día, mejorar los métodos y formas de obtención de tan preciado metal o de aleaciones de este, con otros, afines a el, como es el caso del ferroníquel, ya que con esto se eleva el producto interno bruto y se logra una mayor adquisición de otros productos necesarios para la economía.

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

La materia prima para la producción de esta aleación antes de ser fusionada en Hornos de Arco Eléctrico, lleva varias etapas de preparación. Entre los que se encuentran: un proceso de secado y uno de tostación reductora, que generalmente se realiza en hornos de tambor rotatorios.

Para estos procesos es necesario contabilizar estrictamente el consumo de combustible (Fuel Oil), ya que estos equipos (horno de tambor rotatorio para el secado y para la tostación reductora) se caracterizan por el alto consumo de combustible, teniendo en cuenta que Cuba es un país con pocas riquezas de energía no renovable, surge la necesidad de desarrollar un balance de masa y energía de estos dos procesos con el uso fuel oil como combustible para la producción de ferroníquel en Cuba.

Por lo antes mencionado se declara como **problema de estudio** insuficiente conocimiento sobre los índices de consumo del fuel oil como combustible en los procesos de secado y tostación reductora para la producción de ferroníquel en el Proyecto Ferroníquel Minera S.A.

Objeto de estudio

Normas de consumo de combustible.

Determinar la norma de consumo del fuel oil, empleado como combustible en los procesos de secado y tostación reductora, para la producción de ferroníquel en el Proyecto Ferroníquel Minera S.A, constituye el **Objetivo General** de la investigación.

Objetivos Específicos

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

Para darle solución al problema planteado se propone la siguiente **HIPOTESIS**:

Con el desarrollo de los balances de masa y energía de los procesos de secado y tostación reductora, con el uso de fuel oil, se determinará la norma de consumo de este combustible para la producción de ferroníquel en el Proyecto Ferroníquel Minera S.A.

Campo de acción

Balances de masa y energía.

CAPÍTULO 1. MARCO TEÓRICO CONCEPTUAL

La obtención de ferroníquel parte de un esquema tecnológico, el cual se encarga de describir los procesos ocurridos hasta llegar al producto final. Actualmente las principales fábricas del mundo se rigen por el esquema tradicional de tostación reductora en hornos rotatorios, fusión y refinación en hornos de arco eléctricos.

En este 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 superarlas. También se exponen los fundamentos teóricos de los procesos de secado y tostación reductora, entre otras cosas.

1.1. Antecedentes Bibliográficos

Las investigaciones relacionadas con el tema, se han desarrollado con la utilización de técnicas de los balances de masa y energía en el proceso de reducción de los minerales oxidados de níquel.

Hernández & Onichin (1973), ellos estudiaron el proceso de obtención de ferroníquel por electrofusión a partir de minerales serpentínicos de Moa. El mineral se mezcla 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. Estas pruebas investigativas de elaboración de las 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 el contenido de níquel, con una alta extracción de este y sin adición de fundente.

Rodríguez, M (1976), en las pruebas realizadas en la Planta Piloto de Nicaro planteó las etapas de ocurrencia de las reacciones durante la combustión del 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.

González, R. (1979), en su trabajo sobre el aire secundario en los hogares 4 y 6 del horno de soleras múltiples, expresó que se puede aprovechar el poder calorífico de estos gases en los hogares lo cual posibilita una disminución del consumo de combustible.

Suárez (1993) realizó un análisis de la tecnología de pre-reducción para la obtención de ferroníquel, a partir de los minerales serpentínicos de Cuba según el esquema convencional de Hornos Rotatorios – Horno Eléctrico. En la investigación 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. Los cálculos no se desarrollaron sobre la base de las reacciones químicas que tienen lugar en el proceso.

Riverón (2003) estudió el balance de masa y energía del horno de arco eléctrico para la obtención de ferroníquel. Los cálculos se realizaron para el proceso de pre-reducción en el horno de soleras múltiples. Sin embargo esta tecnología no se prevé utilizar para la producción de ferroníquel en Moa. El desarrollo de los 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. Los cálculos presentan errores y diferencias inexplicables de los resultados obtenidos.

Pantoja, S. (2008) realizó una metodología de cálculo donde se utiliza la técnica de balances de masa y energía para la determinación del consumo de combustible, para la reducción de los minerales oxidados níquel en el horno de soleras múltiples.

Le, Manh. (2010) desarrolló una metodología para perfeccionar el proyecto de curso de la asignatura Procesos y Equipos Pirometalúrgicos II, del horno de tambor rotatorio para la tostación reductora de menas oxidadas de níquel. En este trabajo se demostró además que la metodología propuesta, se puede utilizar como una herramienta de apoyo para el desarrollo de los proyectos de cursos, trabajos de diploma y para la elaboración de software especializado en la carrera de metalurgia.

Reyes (2011) presentó una metodología de cálculo teórico para determinar el consumo de fuel-oíl en el horno de soleras múltiples. Los principales parámetros que se tuvieron en cuenta fueron: masa de la seca alimentada, 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. Esta metodología no es aplicable para las características del proceso de fusión en los hornos de arco eléctrico.

En 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 producción de ferroníquel en Cuba

A inicios del año 1990 la industria del níquel de Cuba emprendió el proyecto de Ferroníquel Moa, con el objetivo de darle un uso integral a los yacimientos de lateritas de níquel. En mayo de ese mismo año fue llevada a cabo una prueba tecnológica de producción de ferroníquel a partir de la serpentina de Moa en el centro de ferroaleaciones de la ELKEM en Noruega, como resultado de la prueba se comprobó que el uso de la serpentina permite obtener excelentes

índices económicos en la producción de ferroníquel por la tecnología convencional (Horno rotatorio - Horno eléctrico).

Esta prueba sirvió de base para iniciar de conjunto con la firma Avesta de Suecia un estudio de factibilidad económica para la instalación de una planta de ferroníquel de una capacidad de producción 10 000 t/a de níquel contenido en el ferroníquel como producto final, los resultados preliminares indicaron que la capacidad de producción proyectada debía ser incrementada a valores superiores, a 20 000 t/a de níquel en el mismo.

Corridas tecnológicas realizadas a finales del año 1990 en Rusia por la tecnología convencional (Hornos Rotatorios – Hornos Eléctricos), corroboraron que los minerales de serpentina de Moa constituyen una materia prima adecuada para producir ferroníquel. En el año 1996 se realizan investigaciones para la construcción de una planta de ferroníquel en Cuba, tomando como base la propuesta de conversión de la planta Las Camariocas, por el proceso de tostación reductora y electro-fusión en hornos eléctricos. En este caso el combustible principal, sería el fuel oil.

En el año 1997 se realizó una corrida experimental a escala de banco en un horno de corriente directa en el instituto de MINTEK de Sudáfrica con mineral saprolítico de Moa, donde se pudieron comprobar los resultados satisfactorios de este mineral para la producción de ferroníquel, además se recopiló la información necesaria para más tarde en el año 1999 llevar a cabo una prueba tecnológica a escala de planta piloto, en la cual se demostró que el arrastre de polvo es mínimo a esta escala de horno, donde se logró alcanzar 96 % de recuperación de níquel.

En el año 2002 se realizan estudios de ingeniería, encaminado a la terminación de la planta Las Camariocas parcialmente construida, para la conversión en una planta de producción de ferroníquel en lugar del proceso original CARON.

El nuevo proyecto de Ferroníquel de Moa lleva incluido la planta metalúrgica, que procesará más de un millón de toneladas por año de mineral saprolítico (base seca), para producir aproximadamente 68 000 t/a de ferroníquel, con un 33 % de níquel, generándose además, un volumen de escoria que se caracteriza por presentar una composición química variable, debido a que una

de sus principales funciones es la de coleccionar las impurezas que acompañan al metal líquido durante los procesos de fusión y refinación.

1.2.1. Características de los materiales para la producción de ferroníquel

El níquel existe en la naturaleza en ambas formas como minerales sulfurosos y oxidados. Aproximadamente el 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 conocidos como limonita. El níquel es relativamente débil enlazado con la goethita y por tanto se puede recuperar mediante la reducción selectiva por la lixiviación amoniacal, con alto contenido de níquel y cobalto recuperados.

1.3. Caracterización del petróleo como combustible

El petróleo es un compuesto de origen orgánico, más denso que el agua y de un olor fuerte y característico. Se extrae de la superficie terrestre y después es almacenado en grandes depósitos y enviado mediante oleoductos (vía terrestre) o por los grandes barcos petrolíferos (vía marítima) a las partes del mundo donde es necesario. En numerosas ocasiones se utiliza la palabra crudo para denominar al petróleo sin refinar.

La composición media del petróleo sería: 85 % de C, 12 % de H y 3 % de S + O + N, además de varios elementos metálicos.

En la siguiente tabla se muestran los diferentes productos que se pueden obtener del crudo:

Tabla 1.1. Diferentes productos que se pueden obtener del petróleo crudo.

	Producto	Intervalo de temperatura ebullición	Aplicaciones
Fracciones Ligeras	Gas de refinería	<20 °C	Combustible para la refinería
	GLP	<20 °C	Calefacción doméstica e industrial
	Gasolina	40-150 °C	Carburante para automóviles
	Nafta pesada	150-200 °C	Materia prima para productos químicos, disolventes.
Fracciones Medias	Queroseno	170-250°C	Lámpara de alumbrado carburante para turborreactores
	Gas Oil	250-320 °C	Carburantes para motores diesel, calefacción doméstica
Fracciones Pesadas	Fuel Oil ligero	340-400 °C	Combustible para buques, locomotoras, etc.
	Fuel Oil pesado	400-500 °C	Materia prima para lubricantes, ceras, cremas y aceites.
	Asfalto	>500°C	Pavimentación, techado, impermeabilización, etc.

1.4. Teoría del proceso de secado

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

Este proceso puede ser realizado en los 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 en el mundo para estos procesos.

1.4.1. Principios físicos del secado

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

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

Este horno se compone de un cilindro metálico horizontal, los 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 rodillos. 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. Características fundamentales que determinan la eficiencia del secado

Las características fundamentales que influyen en la eficiencia del secado son las 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 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 lo tanto es necesario homogenizar el mineral antes de alimentar a los secaderos para mejorar la humedad del producto final. Es decir 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 puede determinar de forma experimental o a través de la expresión siguiente:

$$T = \frac{0.00783 \cdot L}{SDDN} \quad (1.1)$$

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 calientes 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 puede 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 por electrofiltros.
- ✓ Longitud del secador: 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 calientes.

1.5. Teoría del proceso de tostación reductora

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 agente 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. Características que influyen en la eficiencia del horno de tostación reductora

Las características que influyen en la eficiencia del horno de tostación reductora son las siguientes:

- Temperatura: Este 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. 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 del 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 del 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 ya que estos minerales se reducen a bajas temperaturas (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 horno, 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 (HRT)

El material que se alimenta al horno está compuesto por elementos metálicos oxidados. Junto con el material se añade también una mezcla de carbón bituminoso y antracita 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.

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.

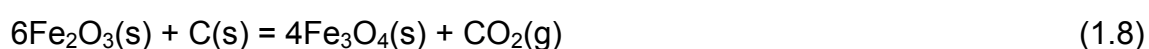
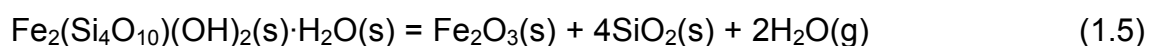
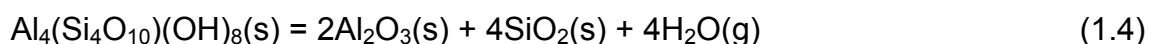
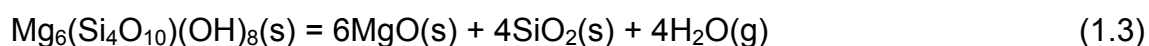


Figura 1.1. Las zonas tecnológicas en el interior del horno

- Zona de Evaporación: 25 – 110 °C
- Zona de Calentamiento: 110 – 750 °C
- Zona de Tostación: 750 – 1100 °C
- Zona de Enfriamiento: 1100 – 860 °C

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 cromo-espinela y ocurre la reducción parcial del níquel y hierro para la formación del prototipo de ferroníquel a las temperaturas de 750 hasta 1100 °C.

Las transformaciones que ocurren en el interior del horno son las siguientes:





1.6. Proceso de pre-reducción de minerales lateríticos en Hornos Rotatorios para producir ferroníquel

En la actualidad el ferroníquel se utiliza 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:

Falcombridge, es una planta para producir ferroníquel, 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.

Pacific Metals Company Ltd, es una compañía que 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.

En Colombia, está localizada la planta de Cerro Matoso S.A, 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 de 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.

Morro do Níquel S.A en Peatapolis, es la principal empresa productora de ferroníquel en Brasil, 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.

Conclusiones del capítulo

- Se realizó una amplia revisión bibliográfica relacionada con la temática desarrollada, lo que permitió trazar la estrategia de trabajo para dar respuesta al problema planteado.
- Durante los procesos de secado y tostación reductora en el horno de tambor rotatorio, los parámetros fundamentales que influyen en estos procesos son: la humedad, el consumo del agente reductor y el consumo de combustible.

CAPÍTULO 2. MATERIALES Y MÉTODOS

Para el desarrollo de toda investigación se necesita de herramientas para poder arribar a buenos resultados. La correcta selección de los métodos y procedimientos empleados favorece al desarrollo de la investigación.

En este capítulo se caracterizan los materiales empleados y luego se desarrolla una metodología de cálculo de los balances de masa y energía de los procesos de secado y tostación reductora en hornos rotatorios para la obtención de Ferroníquel en Moa.

2.1. Esquema tecnológico del proceso de obtención de ferroníquel

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 resumido 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 en un tambor mezclador, 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 tostación, 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 sangrado y transportado al área de refinación para el tratamiento final del ferroníquel crudo, a partir del cual se obtiene el ferroníquel final comercializable.

2.2. Características de los materiales empleados

Los materiales a emplear en la investigación son: la materia prima (mezcla de minerales limonítico y serpentina), la mezcla de carbón antracita y bituminoso como reductores y el combustible (fuel oil).

2.2.1. Características de la mezcla de mena inicial

La mezcla de minerales limoníticos y serpentiniticos de la concesión Moa Occidental, constituyen el material de alimentación a la planta de ferroníquel durante los años de explotación. A partir de la información obtenida en la toma

de muestras tecnológicas y su procesamiento a escala de banco y piloto se han conformado diferentes informes técnicos que han servido de referencia para la conformación de las características físico – químicas y mineralógicas de estos minerales, los cuales se exponen a continuación.

Tabla 2.1. Composición química por tipo tecnológico de menas.

Litología	Ni	Co	Fe	MgO	SiO ₂	Fe/Ni	SiO ₂ /MgO
FL	1,59	0,135	38,63	4,64	12,69	25,3	4
FS	2	0,055	21,43	18,38	27,23	11,2	1,6
FD1	2,2	0,047	21,87	19,75	25,9	9,9	1,4
FD2	1,31	0,03	14,53	27,58	33,9	10,9	1,2

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

En 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 son:

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

Hierro: El contenido es relativamente alto en la muestra de limonita (FL), y este disminuye notablemente en las muestras de serpentina.

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

Relación Fe/Ni: Esta relación Fe/Ni incrementa para la muestra de 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 ₂	Cu	Zn	H ₂ 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 siguientes características mineralógicas mostradas en la figura 2.2.

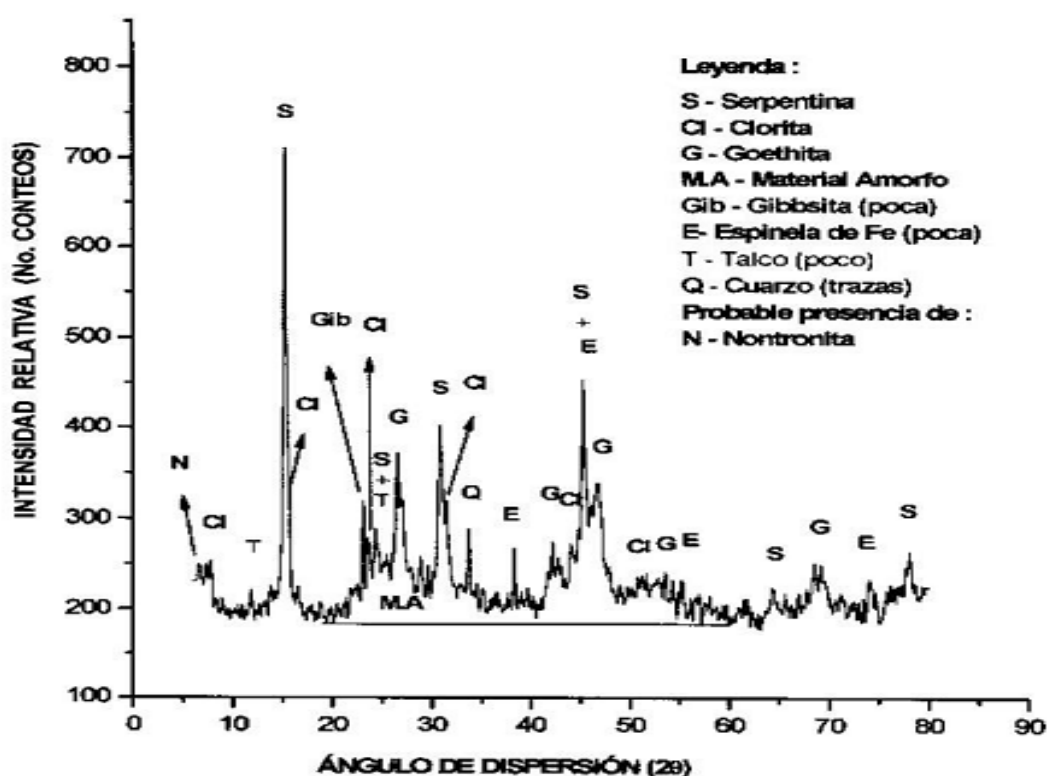


Figura 2.2. Difractogramas típicos de los minerales presentes en el yacimiento Yamanigüey.

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 para cada tipo tecnológico de menas recibidas.

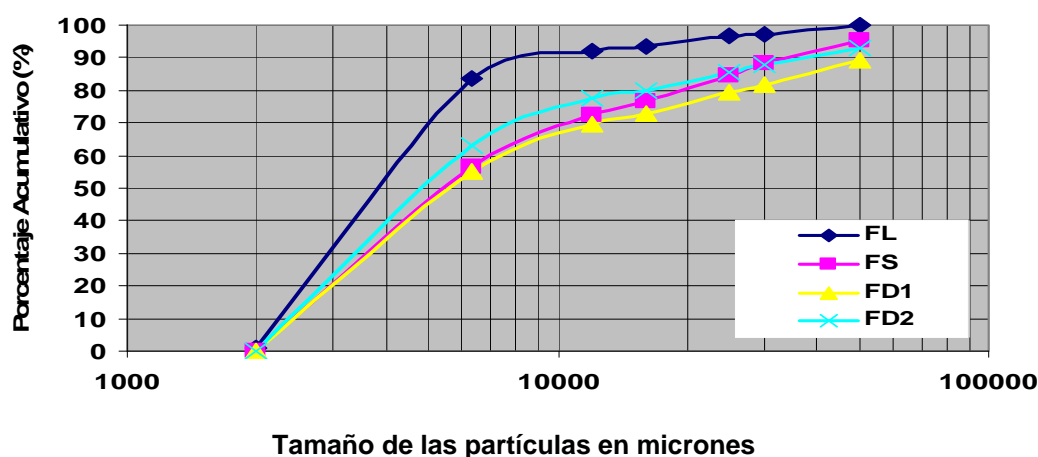


Figura 2.3. Distribución granulométrica de cada tipo tecnológico.

De acuerdo con la figura 2.3, los minerales saprolíticos (FS, FD1 y FD2) presentan curvas de distribución granulométricas semejantes, lo que evidencia el comportamiento de esta propiedad física en este tipo de material de alimentación. La muestra FL tiene un incremento en peso de la fracción menor de 6,3 mm y de 28,5 % con respecto a la FD1 y algo inferior a la FD2 (20,2 %).

2.2.2. Características del agente reductor

En el proceso de tostación reductora se utiliza la mezcla de carbón antracita y 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 siguiente:

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

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

Según la tabla 2.3 la composición química de la mezcla favorecerá el proceso de reducción del mineral en las diferentes zonas tecnológicas del horno.

2.2.3. Características del combustible

El combustible a utilizar en el proceso de secado y de tostación reductora es el fuel oil el cual tiene la siguiente composición química:

Tabla 2.4. Composición química del fuel oil.

Elementos	C	H	S	O	N	A	Total (%)
%	86,360	12,240	0,700	0,260	0,400	0,040	100,000

Como se observa en la tabla 2.4 el fuel oil posee un alto porcentaje del carbono y una baja relación C/H.

2.3. Principales leyes y ecuaciones empleadas

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

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

Ley del contenido másico

La ley expresa 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, y 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.

$$\begin{aligned}\frac{n_{(Comp(x))}}{n_{(Elemt(x))}} &= \frac{a}{b} \\ a \cdot n_{(Comp(x))} &= b \cdot n_{(Elemt(x))} \\ \frac{a \cdot m_{(Comp(x))}}{MM_{(Comp(x))}} &= \frac{b \cdot m_{(Elemt(x))}}{m_{(Elemt(x))}} \\ m_{(Elemt(x))} &= \frac{a \cdot m_{(Comp(x))} \cdot MM_{(Elemt(x))}}{b \cdot MM_{(Comp(x))}}\end{aligned}\quad (2.2)$$

Análisis de unidades

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

donde:

$m_{(Elemt(x))}$, es la masa del elemento o compuesto (x) que se desea calcular, kg;

$m_{(Comp(x))}$, es la masa del compuesto o elemento (x) ya calculado, kg;

$MM_{(Elemt(x))}$, es la masa molar del elemento (x), g/átomo;

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

La ley de conservación de masa

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

$$m_{(MP(x))} = m_{(Pr odr(x))} + m_{(acumulada(x))} \quad (2.3)$$

Análisis de unidades

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

donde:

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

$m_{(Pr odt(x))}$, es la masa del producto (x), kg;

$m_{(acumulada(x))}$, 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.

$$\sum Q_{(entrada(x))} = \sum Q_{(salida(x))} + \sum Qp_{(x)} \quad (2.4)$$

donde:

$\sum Q_{(entrada(x))}$, 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 de cálculo de balances de masa y energía para el proceso de secado

La metodología de cálculo de balances de masa y energía para el proceso de secado se apoyó 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 del proceso de secado

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 por la figura siguiente:



Figura 2.4. Esquema del horno para el proceso de secado.

En la figura 2.4, se observa que los principales flujos de material de entrada del sistema 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 en el proceso de secado

Con los datos de composición química 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 racional de los elementos y compuestos, de los minerales de la 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, SiO₂ libre, Fe₃O₄.
- 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 en el proceso de secado

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:

$m_{(H_2O)}$: 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 (Fuel Oil) en el proceso de secado

El cálculo se realiza para un kg de combustible. Primero se calcula la composición racional del combustible y luego se determina la de los gases de combustión y del aire para la combustión. La composición racional de los gases de combustión y del aire para la combustión se calcula por la ecuación (2.1), (2.1*) y (2.2). 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. Luego, se multiplica esta cantidad real de combustible se multiplica por la composición de los gases por unidad, y se obtiene su composición racional real.

2.4.1.4. Cálculo del polvo en el proceso de secado

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 en 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 los elementos y compuestos en el producto final que contiene el polvo. Según datos experimentales obtenidos a través de pruebas investigativas, con minerales de alimentación del proyecto Ferroníquel Minera SA, el arrastre de polvo es de 2 %, con respecto a la masa total de los productos sólidos obtenidos del proceso. Valor que se asumió para el desarrollo de los cálculos.

2.4.1.5. Cálculo del producto final del proceso de secado

La masa del producto final del proceso de secado 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 con el apoyo de la ecuación (2.1) y (2.1*).

2.4.1.6. Cálculo de los gases salientes del proceso 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.

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

2.4.2. Balance de energía de energía del proceso de secado

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, el balance de energía para el proceso de secado se caracteriza a través de la figura siguiente:

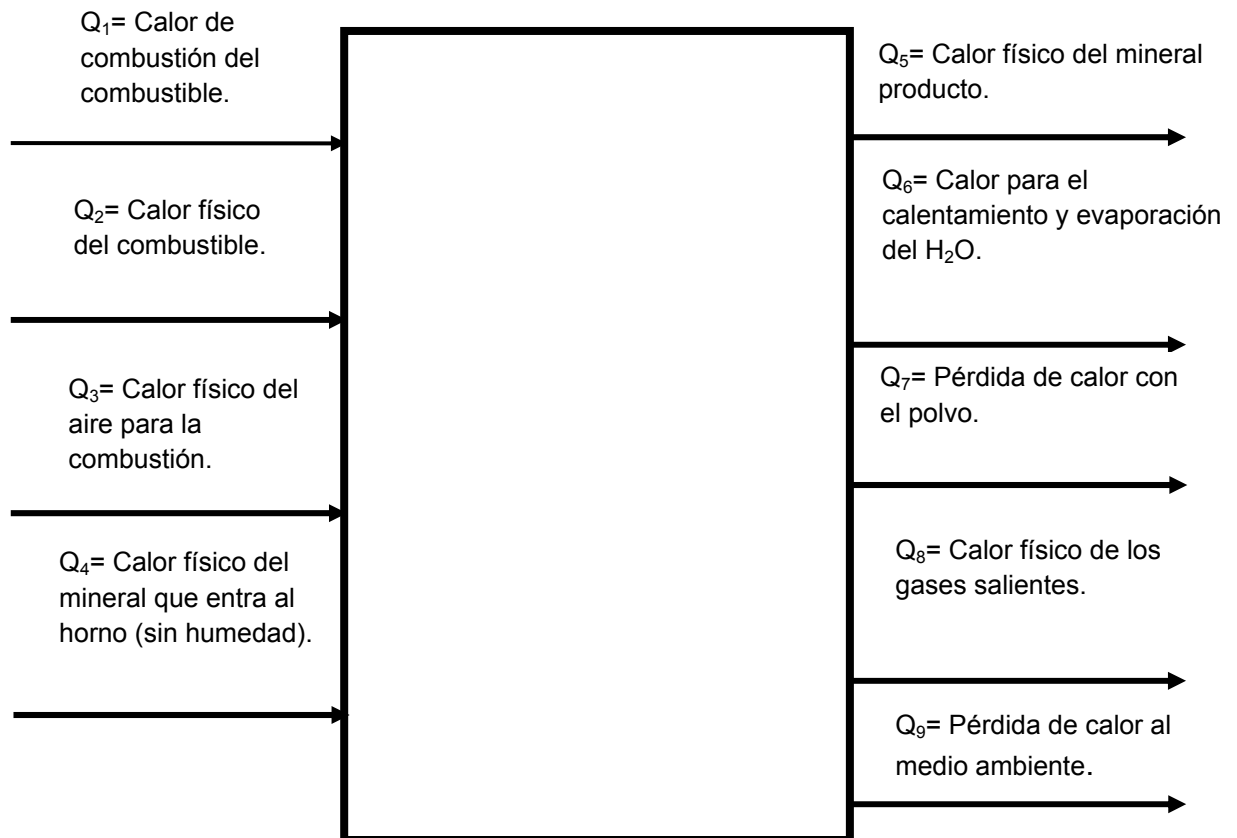


Figura 2.5. Flujos energéticos del proceso de secado.

Según la figura 2.5 el sistema energético de este proceso está fundamentalmente integrado por los acápites 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). En el

acápite 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 cálculos para determinar cada uno de estos calores se muestra a continuación.

2.4.2.1. Calor de la combustión del combustible (Q1)

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

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 obtuvo a partir de los datos aportados por el proyecto Ferroníquel Minera S.A, como resultados de las pruebas experimentales realizadas hasta el momento.

2.4.2.2. Calor físico del combustible (Q2)

$$Q_{II} = C_{P(\text{comb.})} \cdot T_c \cdot X \quad (2.7)$$

donde:

$C_{p(\text{comb.})}$: capacidad calorífica media específica del combustible, kJ/(kg·K), este valor se obtiene de los datos aportados por el proyecto Ferroníquel Minera S.A.

T_c : temperatura de entrada del combustible, K.

2.4.2.3. Calor físico del aire para la combustión (Q3)

$$Q_{III} = L_{\text{prac}} \cdot C_{P(a)} \cdot T_a \cdot X \quad (2.8)$$

donde:

L_{prac} : cantidad práctica de aire para la combustión, m³/kg;

$C_{p(a)}$: capacidad calorífica media específica del aire, kJ/(m³·K);

Ta: temperatura del aire que entra al horno, K.

2.4.2.4. Calor físico del mineral que entra al horno (Q4)

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

donde:

$m_{(MP)}$, es la masa de la materia prima, kg;

$T_{(MP)}$, temperatura de la materia prima que entra al horno, (K);

$Cp_{(promedio\ MP)}$, es la capacidad calorífica promedio de la materia prima, kJ/(kg·K), la cual se calcula mediante la fórmula siguiente:

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

donde:

i, representa los distintos compuestos en la materia prima: SiO₂, Al₂O₃,....H₂O.

2.4.2.5. Calor físico del mineral producto (Q5)

$$Q_5 = m_{(prod)} \cdot Cp_{(promedio\ prod)} \cdot T_{(prod)} \quad (2.11)$$

donde:

$m_{(prod)}$, masa del mineral producto del proceso de secado, kg;

$T_{(prod)}$; temperatura del mineral producto que sale del horno de secado, K;

$Cp_{(promedio\ prod)}$, capacidad calorífica promedio del producto, [kJ/(kg·K)], y esta se calcula a través de la siguiente fórmula:

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

donde:

i, representa los distintos compuestos en el producto final: SiO₂, Al₂O₃,....H₂O.

2.4.2.6. Calor para el calentamiento y evaporación del H₂O (Q₆)

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

donde:

$m_{(\text{H}_2\text{O libre})}$, es la masa de agua libre en la mena húmeda inicial, kg;

$m_{(\text{H}_2\text{O eliminar})}$, es la masa de agua libre a eliminar de la mena húmeda inicial, kg;

$C_{p(\text{H}_2\text{O líquida})}$, es la capacidad calorífica del agua en forma líquida, kJ/kg·K;

T_{ebull} , temperatura de ebullición del agua, según *Perry's (7th edition)* el valor de esta temperatura es de 100 °C o 373 K.

T_{in} , temperatura del agua en la mena inicial, K;

λ , calor específico de cambio de estado, según *Chang y Yuzhaninov, (1997)* el valor de éste es de 2260, kJ/kg;

2.4.2.7. Pérdida de calor con el polvo (Q₇)

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

donde:

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

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

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

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

donde:

i, representa los distintos compuestos en el polvo: SiO₂, Al₂O₃,....., H₂O.

2.4.2.8. Calor físico de los gases salientes (Q₈)

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

donde:

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

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

donde:

i , representa los distintos compuestos en los gases de combustión: CO_2 , $\text{SO}_2, \dots, \text{H}_2\text{O}_{(v)}$.

$C_{p(\text{gas tecn})}$, capacidad calorífica del gas tecnológico, $\text{kJ/m}^3 \cdot \text{K}$, en este caso el gas tecnológico no es más que el vapor de agua, y su capacidad calorífica es $1,610 \text{ kJ/m}^3 \cdot \text{K}$, 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^3 ;

$V_{(\text{gas tecn})}$, volumen del gas tecnológico, m^3 .

2.4.2.9. Pérdida de calor al medio ambiente (Q9)

Según los datos experimentales para este tipo de proceso se establece que el valor de la cantidad de calor que se pierde al medio ambiente es de 11-14 %, respecto al calor total de entrada, este calor se calcula por la fórmula siguiente:

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

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:

$$\begin{aligned}
\sum Q(entrada) &= \sum Q(salida) + \sum Qp \\
Q_m^T \cdot X + C_p(comb) \cdot T_c \cdot X + L_a \cdot C_p(aire) \cdot T_a \cdot X + Q_4 &= \\
Q_5 + Q_6 + Q_7 + V_{gc} \cdot C_{p(prom)} \cdot T_{gc} \cdot X + Q_{gt} + Q_9 & \\
[Q_m^T + C_p(comb) \cdot T_c + L_a \cdot C_p(aire) \cdot T_a + V_{gc} \cdot C_{p(prom)} \cdot T_{gc}] \cdot X &= \\
Q_5 + Q_6 + Q_7 + Q_{gt} + Q_9 - Q_4 & \quad (2.19)
\end{aligned}$$

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 cálculo de balances de masa y energía para el proceso de tostación reductora

Los cálculos de los balances de masa y energía para el proceso 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 del proceso de tostación reductora

Después de calcular el producto final del proceso de secado, el mismo sufre una trituración y luego es alimentado al proceso de tostación reductora, por lo tanto la composición racional del mineral que entra al horno de tostación es el producto del proceso de secado.

2.5.1.1. Cálculo del carbón reductor en el proceso de tostación reductora

Según los experimentos realizados por el proyecto Ferroníquel Minera SA, 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 utiliza la ecuación (2.1*).

2.5.1.2. Cálculo del combustible en el proceso de tostación reductora

Para calcular la composición racional del combustible en el proceso de tostación se realiza de la misma manera que en el proceso de secado.

2.5.1.3. Cálculo del polvo en el proceso de tostación reductora

De acuerdo con 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, donde se tiene 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. Luego se integran en una tabla la cual muestra la composición racional del polvo final.

Según los resultados obtenidos en el proyecto Ferroníquel Minera SA 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 en el proceso de tostación reductora

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 por la ecuación (2.1) y (2.1*).

2.5.1.5. Cálculo de los productos gaseosos del proceso de tostación reductora

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).

Luego 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 del proceso de tostación reductora

El balance de energía del proceso de tostación reductora es igual al balance de energía realizado 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 en el acápite de calores de entrada y el calor de las reacciones endotérmicas en el acápite de calores de salida.

Para calcular el calor de las reacciones exotérmicas y endotérmicas se emplea la siguiente ecuación:

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

donde:

Q_x , es el calor de las reacciones exotérmicas ó endotérmicas, kJ;

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;

ΔH_{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:

ΔH_{298}^0 , variación de la entalpía de las reacciones exotérmicas y/o endotérmicas en condición normal, kJ;

ΔC_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

- ✓ Con la caracterización de los materiales empleados se establecieron las bases de cálculo para el desarrollo de los balances de masa y energía en los procesos de secado y tostación reductora para la producción de ferroníquel en Moa.
- ✓ La metodología de cálculo 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 muestran los resultados de la metodología de cálculo para evaluar el consumo de combustible (fuel oil) en el proceso de secado y tostación reductora con el apoyo del balance de masa y energía, y el análisis económico.

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 despreciarán 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 fuel oil como combustible en cada proceso estudiado.

3.1. Proceso de secado en hornos de tambor rotatorio

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 donde se utiliza fuel oil como combustible en el horno de tambor rotatorio para el secado se exponen a continuación.

3.1.1. Resultados del balance de masa

Después de haber realizados los cálculos correspondientes al proceso de secado con la utilización de las leyes y ecuaciones mencionadas en el

capítulo 2 se confeccionan las tablas de los resultados correspondientes a este balance, las cuales se muestran a continuación.

3.1.1.1. Cálculo del mineral seco

Con el empleo del 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 1000 kg de mena seca.

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

En la tabla 3.1 de composición racional de 1000 kg de mena seca se puede apreciar que el mayor contenido que hay en la mena seca es el óxido de silicio con 30,140 % de la masa total y las fases más significativas son: la goethita, la nontronita y la serpentina. Además el agua interna en el mismo es de 12 %, la cual será eliminada en la zona de calentamiento del horno de tostación reductora.

3.1.1.2. Cálculo del mineral húmedo

Después de calculada la composición racional de la mena seca, se determina 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 muestran en la tabla 3.2.

Tabla 3.2. Composición racional de la mena húmeda.

Mineral	Fe	Ni	Al	Mg	Mn	SiO ₂	H ₂ O	O	Cr	Cu	Zn	Co	Otros	Total, kg	%
2FeOOH	132,906						21,409	57,087						211,403	15,644
Al ₂ O ₃ ·3H ₂ O			20,860				20,863	18,544						60,267	4,460
(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	3,673		3,550	1,598				4,207	6,840					19,869	1,470
Mg ₃ (Si ₂ O ₇)(OH) ₂				136,822		225,446	67,529	90,032						519,828	38,467
Fe ₂ (Si ₂ O ₇)(OH) ₂ ·H ₂ O	30,328					65,240	9,771	13,027						118,366	8,759
Al ₄ (Si ₂ O ₇)(OH) ₂ ·4H ₂ O			0,321			0,714	0,428	0,285						1,748	0,129
Fe ₃ O ₄	18,092							6,908						25,000	1,850
SiO ₂ 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 ₂ O libre							351,351							351,351	26,000
Otros													6,013	6,013	0,445
Total, kg	185,000	18,500	24,730	138,420	2,210	301,400	471,351	196,007	6,840	0,200	0,080	0,600	6,013	1351,351	100,000
%	13,690	1,369	1,830	10,243	0,164	22,304	34,880	14,504	0,506	0,015	0,006	0,044	0,445	100,000	

En esta tabla se muestra que el porcentaje de 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 1351,351 kg.

3.1.1.3. Cálculo del combustible (Fuel Oil)

El cálculo del combustible se realizó en base a un kilogramo de fuel oil y a partir de esta cantidad se obtuvo la masa real de aire para la combustión, así como, los gases de combustión de un kg de fuel oil. Los resultados obtenidos se ilustran en la tabla 3.3.

Tabla 3.3. Balance material para la combustión de un kg de fuel oil, empleado como combustible en el proceso de secado.

Entrada								
Elemento	O	C	N	S	H	A	Total, kg	%
C		0,864					0,864	5,398
O	0,003						0,003	0,016
H					0,122		0,122	0,765
S				0,007			0,007	0,044
N			0,004				0,004	0,025
A						0,0004	0,0004	0,003
Aire	3,449		11,548				14,997	93,749
Total, kg	3,452	0,864	11,552	0,007	0,122	0,0004	15,997	100,000
%	21,579	5,398	72,212	0,044	0,765	0,003	100,000	
Salida								
Productos	O	C	N	S	H	A	Total, kg	%
CO₂	2,300	0,864					3,163	19,773
SO₂	0,007			0,007			0,014	0,087
N₂			11,552				11,552	72,212
O₂(exceso)	0,167						0,167	1,043
H₂O	0,979				0,122		1,101	6,882
A						0,0004	0,0004	0,003
Total, kg	3,452	0,864	11,552	0,007	0,122	0,0004	15,997	100,000
%	21,579	5,398	72,212	0,044	0,765	0,003	100,000	

Según la tabla 3.3 para combustionar un kilogramo de fuel oil se necesita 14,997 kg de aire y se generan 15,997 kg de gases de combustión.

En el balance de energía obtenido como resultado de la combustión de un kilogramo de fuel oil, se pudo comprobar que el consumo del fuel oil durante el proceso de secado es de 12,841 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 12,841 kg de fuel oil se ilustran en la tabla 3.4.

Tabla 3.4. Resultados del balance material para la combustión de 12,841 kg de fuel oil, durante el proceso de secado.

Entrada								
Elemento	O	C	N	S	H	A	Total, kg	%
C		11,090					11,090	5,398
O	0,033						0,033	0,016
H					1,572		1,572	0,765
S				0,090			0,090	0,044
N			0,051				0,051	0,025
Aire	44,295		148,292				192,586	93,749
A						0,005	0,005	0,003
Total, kg	44,328	11,090	148,343	0,090	1,572	0,005	205,428	100,000
%	21,579	5,398	72,212	0,044	0,765	0,003	100,000	
Salida								
Productos	O	C	N	S	H	A	Total, kg	%
CO₂	29,529	11,090					40,619	19,773
SO₂	0,090			0,090			0,180	0,087
N₂			148,343				148,343	72,212
O₂(exceso)	2,143						2,143	1,043
H₂O	12,566				1,572		14,138	6,882
A						0,005	0,005	0,003
Total, kg	44,328	11,090	148,343	0,090	1,572	0,005	205,428	100,000
%	21,579	5,398	72,212	0,044	0,765	0,003		

Al analizar esta tabla hay que tener en cuenta la cantidad de dióxido de carbono y de vapor de agua generado en los gases de combustión, ya que estos son indeseables, tanto desde el punto de vista tecnológico como ecológico.

3.1.1.4. Cálculo del producto final del proceso de secado

Este proceso tiene como objetivo principal reducir la humedad de la mena alimentada hasta un 20 %, por lo tanto, es necesario calcular la cantidad de agua libre a eliminar de la mena seca inicial.

En este proceso no hubo 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 calculada 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 3.5.

Tabla 3.5. Composición racional del producto sólido que contiene el polvo.

Mineral	Fe	Ni	Al	Mg	Mn	SiO ₂	H ₂ O	O	Cr	Cu	Zn	Co	A1	Otros	Total, kg	%
2FeOOH	132,906						21,409	57,087							211,403	16,912
Al ₂ O ₃ ·3H ₂ O			20,860				20,863	18,544							60,267	4,821
(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	3,673		3,550	1,598				4,207	6,840						19,869	1,589
Mg ₃ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₂				136,822		225,446	67,529	90,032							519,828	41,586
Fe ₂ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₂ ·H ₂ O	30,328					65,240	9,771	13,027							118,366	9,469
Al ₄ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₂ ·4H ₂ O			0,321			0,714	0,428	0,285							1,748	0,140
Fe ₃ O ₄	18,092							6,908							25,000	2,000
SiO ₂ 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 ₂ O libre							250,000								250,000	20,000
A1													0,005		0,005	0,000
Otros														6,013	6,013	0,481
Total, kg	185,000	18,500	24,730	138,420	2,210	301,400	370,000	196,007	6,840	0,200	0,080	0,600	0,005	6,013	1250,0051	100,000
%	14,800	1,480	1,978	11,074	0,177	24,112	29,600	15,680	0,547	0,016	0,006	0,048	0,0004	0,481	100,000	

Los resultados mostrados en esta tabla demuestran que la cantidad de 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, se calculó respecto a la cantidad de productos sólidos que salen del horno de secado y al porcentaje de polvo que se arrastró con los gases salientes (5 %), la cual se muestra en la tabla 3.6:

Tabla 3.6. Composición racional del producto final del proceso de secado.

Mineral	Fe	Ni	Al	Mg	Mn	SiO ₂	H ₂ O	O	Cr	Cu	Zn	Co	A1	Otros	Total, kg	%
2FeOOH	126,261						20,339	54,233							200,833	16,912
Al ₂ O ₃ ·3H ₂ O			19,817				19,820	17,617							57,254	4,821
(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	3,490		3,372	1,519				3,997	6,498						18,875	1,589
Mg ₃ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₂				129,980		214,174	64,152	85,530							493,836	41,586
Fe ₂ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₂ ·H ₂ O	28,812					61,978	9,282	12,375							112,447	9,469
Al ₄ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₂ ·4H ₂ O			0,305			0,679	0,407	0,271							1,661	0,140
Fe ₃ O ₄	17,188							6,562							23,750	2,000
SiO ₂ 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 ₂ O libre							237,500								237,500	20,000
A1													0,0049		0,0049	0,0004
Otros														5,713	5,713	0,481
Total, kg	175,750	17,575	23,494	131,499	2,100	286,330	351,500	186,206	6,498	0,190	0,076	0,570	0,005	5,713	1187,505	100,000
%	14,800	1,480	1,978	11,074	0,177	24,112	29,600	15,680	0,547	0,016	0,006	0,048	0,0004	0,481	100,000	

Los resultados muestran que para el proceso de secado al alimentar 1351,351 kg de mena húmeda se obtiene 1187,505 kg de producto final, el cual aún posee 20 % de humedad, y es adecuado para alimentar al horno de tostación reductora.

3.1.1.5. 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 3.7:

Tabla 3.7. Composición racional del polvo que sale del proceso de secado.

Mineral	Fe	Ni	Al	Mg	Mn	SiO ₂	H ₂ O	O	Cr	Cu	Zn	Co	A1	Otros	Total, kg	%
2FeOOH	6,645						1,070	2,854							10,570	16,912
Al ₂ O ₃ ·3H ₂ O			1,043				1,043	0,927							3,013	4,821
(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	0,184		0,177	0,080				0,210	0,342						0,993	1,589
Mg ₆ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₈				6,841		11,272	3,376	4,502							25,991	41,586
Fe ₂ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₂ ·H ₂ O	1,516					3,262	0,489	0,651							5,918	9,469
Al ₄ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₈ ·4H ₂ O			0,016			0,036	0,021	0,014							0,087	0,140
Fe ₃ O ₄	0,905							0,345							1,250	2,000
SiO ₂ 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 ₂ O libre							12,500								12,500	20,000
A1													0,0003		0,0003	0,0004
Otros														0,301	0,301	0,481
Total, kg	9,250	0,925	1,237	6,921	0,111	15,070	18,500	9,800	0,342	0,010	0,004	0,030	0,0003	0,301	62,500	100,000
%	14,800	1,480	1,978	11,074	0,177	24,112	29,600	15,680	0,547	0,016	0,006	0,048	0,0004	0,481	100,000	

En la tabla 3.7 se observa 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.

3.1.1.6. Cálculo de gases salientes del secadero

Para determinar los gases salientes del horno de secado se sumaron 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.

Productos	O	C	N	S	H	Total, kg	Total, m³	%, m³
CO ₂	29,529	11,090				40,619	20,684	7,229
SO ₂	0,090			0,090		0,180	0,063	0,022
N ₂			148,343			148,343	118,590	41,445
O ₂ (exceso)	2,143					2,143	3,002	1,049
H ₂ O	102,650				12,839	115,489	143,800	50,256
Total, kg	134,412	11,090	148,343	0,090	12,839	306,774	286,138	100,000
%	43,815	3,615	48,356	0,029	4,185	100,000		

Según la tabla 3.8 el nitrógeno y el vapor de agua son los gases salientes que poseen los mayores porcentajes. A pesar de que 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 0,022 % en el volumen total de los gases salientes, mientras que al emplear carbón bituminoso como combustible, la concentración de este gas es de 0,01 %.

Luego de realizados los cálculos de balance de masa para el proceso de secado se construye la tabla final del balance de masa, donde se integran los resultados anteriores, estos resultados se muestran en la siguiente tabla:

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

Elementos	Fe	Ni	Co	Al	Mg	Mn	SiO ₂	H ₂ O	O	Cr	Cu	Zn	C	N	H	S	Otros	A	Total, kg	%
ENTRADA																				
Mena inicial	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	86,804
Fuel Oil									0,033				11,090	0,051	1,572	0,090		0,005	12,841	0,825
Aire									44,295					148,292					192,586	12,371
Total, kg	185,000	18,500	0,600	24,730	138,420	2,210	301,400	471,351	240,335	6,840	0,200	0,080	11,090	148,343	1,572	0,090	6,013	0,005	1556,779	100,000
%	11,884	1,188	0,039	1,589	8,891	0,142	19,360	30,277	15,438	0,439	0,013	0,005	0,712	9,529	0,101	0,006	0,386	0,0003	100,000	
SALIDA																				
Producto final	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	0,0049	1187,505	76,280
Polvo	9,250	0,925	0,030	1,237	6,921	0,111	15,070	18,500	9,800	0,342	0,010	0,004					0,301	0,0003	62,500	4,015
Gases								101,351	44,328				11,090	148,343	1,572	0,090			306,774	19,706
Total, kg	185,000	18,500	0,600	24,730	138,420	2,210	301,400	471,351	240,335	6,840	0,200	0,080	11,090	148,343	1,572	0,090	6,013	0,005	1556,779	100,000
%	11,884	1,188	0,039	1,589	8,891	0,142	19,360	30,277	15,438	0,439	0,013	0,005	0,712	9,529	0,101	0,006	0,386	0,0003	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 obtiene como producto final 1187,505 kg de mineral con 20 % de humedad, el cual se necesita 12,841 kg de fuel oil como combustible y 192,586 kg de aire para la combustión del combustible. Además, la cantidad de los gases generados durante el proceso son de 306,774 kg, la cual es notable.

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. Luego 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, kJ	%
Calor de combustión del combustible	(Q1)	516218,697	93,087
Calor físico del combustible	(Q2)	1030,126	0,186
Calor físico del aire para la combustión	(Q3)	4848,365	0,874
Calor físico del mineral inicial	(Q4)	32459,800	5,853
Total, kJ		554556,988	100,000
Índices de Salida			
Calor útil			
Calor físico del producto	(Q5)	77303,983	13,940
Calor para el calentamiento y evaporación de H ₂ O	(Q6)	339466,216	61,214
Pérdida del calor			
Pérdida de calor con el polvo	(Q7)	10432,070	1,881
Calor físico de los gases salientes	(Q8)	55040,488	9,925
Pérdidas de calor al medio ambiente	(Q9)	72314,231	13,040
Total, kJ		554556,988	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 fuel oil, es el que más aporte de calor de entrada produce en el secadero, con 93,087 % y luego el calor generado por la materia prima, como puede observarse en la figura 3.1.

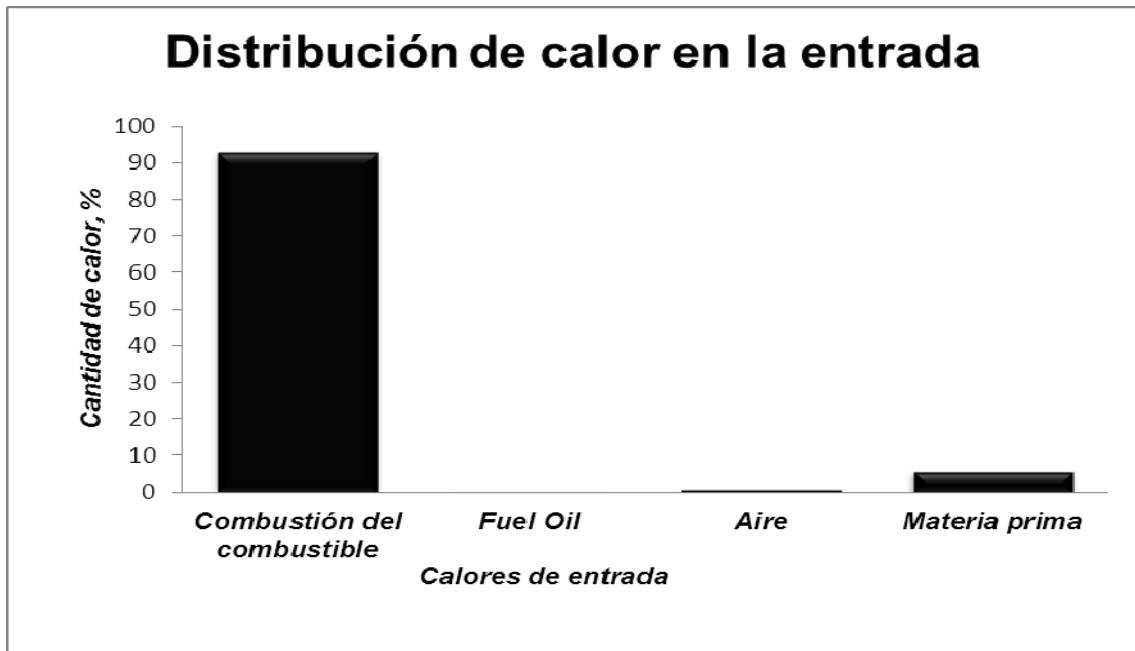


Figura 3.1. Distribución de los calores de entrada en el proceso de secado.

En los índices de salida 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.

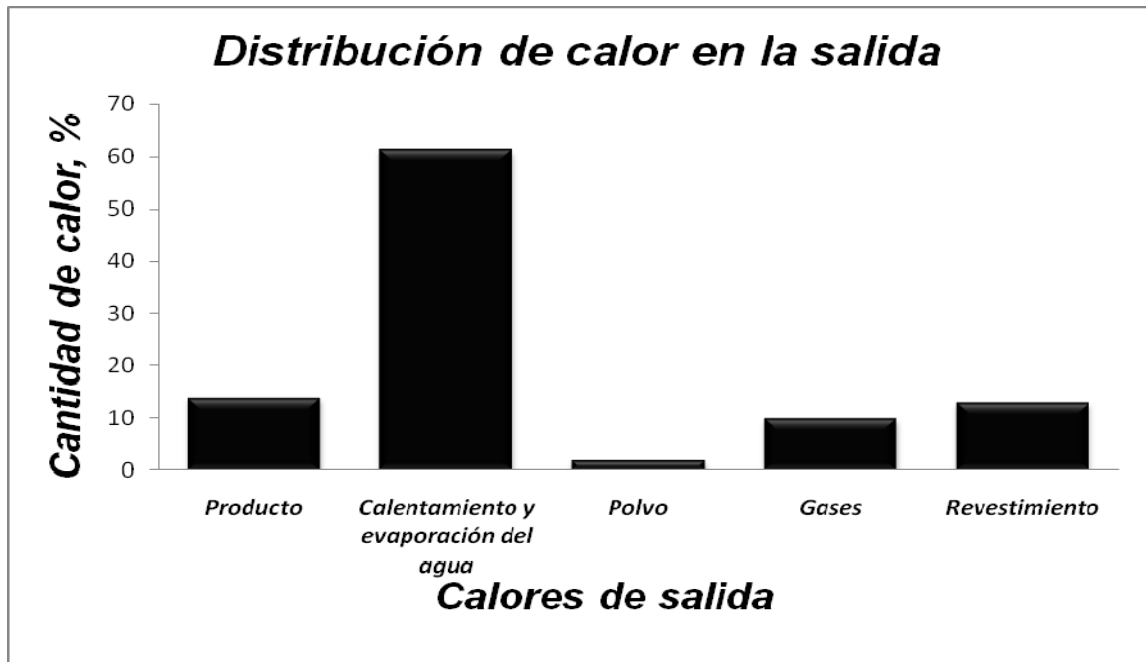


Figura 3.2. Distribución de los calores de salida en el proceso de secado.

3.2. Proceso de tostación reductora en hornos de tambor rotatorio

3.2.1 Resultados del balance de masa para el proceso de tostación

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

Después de obtenida la cantidad de agua libre que presenta la masa de mineral a alimentar al proceso, se determina la composición racional del mineral húmedo, la cual se muestra 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 ₂	H ₂ O	O	Cr	Cu	Zn	Co	A1	Otros	Total, kg	%
2FeOOH	132,906						21,409	57,087							211,402	16,912
Al ₂ O ₃ ·3H ₂ O			20,859				20,863	18,544							60,267	4,821
(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	3,673		3,550	1,598				4,207	6,840						19,869	1,589
Mg ₃ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₂				136,821		225,445	67,528	90,031							519,825	41,586
Fe ₂ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₂ ·H ₂ O	30,328					65,240	9,771	13,027							118,365	9,469
Al ₄ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₂ ·4H ₂ O			0,321			0,714	0,428	0,285							1,748	0,140
Fe ₃ O ₄	18,092							6,908							25,000	2,000
SiO ₂ 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 ₂ O libre							249,999								249,999	20,000
A1													0,0051		0,005	0,00041
Otros														6,013	6,013	0,481
Total, kg	184,999	18,500	24,730	138,419	2,210	301,398	369,998	196,006	6,840	0,200	0,080	0,600	0,0051	6,013	1249,999	100,000
%	14,800	1,480	1,978	11,074	0,177	24,112	29,600	15,680	0,547	0,016	0,006	0,048	0,000	0,481	100,000	

La tabla 3.11 muestra que el porcentaje de agua libre en el mineral es de 20 %, considerada la humedad inicial del mineral procesado, mientras que la cantidad de mineral húmedo a procesar es de 1249,999 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

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 siguiente tabla:

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

Componente	C	A2	W	Otros	Total
Mezcla de carbón, kg	31,150	4,268	2,703	11,879	50,000
%	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 con los gases salientes del horno de tostación reductora, es de 15 % con respecto a la masa de mineral alimentado al horno de tostación.

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 ₂	H ₂ O	O	Cr	Cu	Zn	C	A	Otros*	Total, kg	%
2FeOOH	1,732							0,279	0,744							2,755	1,413
Al ₂ O ₃ ·3H ₂ O				0,272				0,272	0,242							0,785	0,403
Mg ₃ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₂					10,633		17,521	5,248	6,997							40,399	20,717
Fe ₂ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₂ ·H ₂ O	0,395						0,850	0,127	0,170							1,543	0,791
Al ₄ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₂ ·4H ₂ O				0,004			0,009	0,006	0,004							0,023	0,012
(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	0,782			0,756	0,340				0,896	1,457						4,232	2,170
Al ₂ O ₃				4,235					3,765							8,000	4,103
CuO									0,011		0,043					0,053	0,027
ZnO									0,004			0,017				0,021	0,011
MnO						0,471			0,137							0,608	0,312
Fe ₂ O ₄	4,451								1,700							6,151	3,154
Fe ₂ O ₃	11,662								5,009							16,672	8,550
NiO		3,190							0,869							4,059	2,081
CoO			0,106						0,029							0,135	0,069
MgO					18,509				12,179							30,688	15,737
Ni		0,751														0,751	0,385
Co			0,022													0,022	0,011
Fe	6,114															6,114	3,135
FeO	14,266								4,085							18,351	9,411
SiO ₂							45,815									45,815	23,495
C													3,096			3,096	1,588
A														0,918		0,918	0,471
Otros*															3,811	3,811	1,954
Total, kg	39,403	3,940	0,128	5,267	29,482	0,471	64,195	5,932	36,840	1,457	0,043	0,017	3,096	0,918	3,811	195,000	100,000
%	20,207	2,021	0,066	2,701	15,119	0,241	32,921	3,042	18,892	0,747	0,022	0,009	1,588	0,471	1,954	100,000	

En la tabla 3.13 se observa que el polvo que sale junto con los gases posee la composición química diferente a la del producto final y del mineral alimentado, en la cual los mayores contenidos son de óxidos de magnesio, silicio 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 ₂	O	Cr	Cu	Zn	C	A	Otros*	Total, kg	%
Al ₂ O ₃				16,669				14,819							31,488	4,626
CuO								0,040		0,157					0,197	0,029
ZnO								0,015			0,063				0,078	0,012
MnO						1,739		0,506							2,245	0,330
Fe ₂ O ₄	17,717							6,764							24,481	3,597
Fe ₂ O ₃	6,423							2,759							9,182	1,349
NiO		10,192						2,777							12,968	1,905
CoO			0,345					0,094							0,438	0,064
MgO					107,679			70,856							178,535	26,229
(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	2,891			2,794	1,258			3,311	5,383						15,637	2,297
Ni		4,368													4,368	0,642
Co			0,127												0,127	0,019
Fe	35,569														35,569	5,226
FeO	82,995							23,766							106,762	15,685
SiO ₂							237,203								237,203	34,848
C												3,929			3,929	0,577
A													3,392		3,392	0,498
Otros*														14,081	14,081	2,069
Total, kg	145,596	14,560	0,472	19,463	108,937	1,739	237,203	125,706	5,383	0,157	0,063	3,929	3,392	14,081	680,681	100,000
%	21,390	2,139	0,069	2,859	16,004	0,256	34,848	18,468	0,791	0,023	0,009	0,577	0,498	2,069	100,000	

Con el análisis de la tabla 3.14, se obtienen los siguientes resultados:

- ✓ No hay presencia de agua, es decir que se eliminaron tanto el agua libre como el agua interna que había en el mineral alimentado.
- ✓ Se descompusieron las fases mineralógicas como: la goethita, gibbsita, minerales de serpentina, nontronita y la halloysita, excepto las fases de cromo-espinelas, 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 ($FeO + Fe^{+2}/Fe_{total}$) 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:

$$\text{SiO}_2 / \text{MgO} = \frac{m(\text{SiO}_2)}{m(\text{MgO})} = 1,329 \%$$

Según las exigencias del proyecto ferroníquel 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 obtuvieron los resultados del cálculo para la combustión de un kilogramo de fuel oil, los cuales fueron expuestos en la tabla 3.6. Al utilizar los resultados obtenidos en la tabla 3.6 se determinó el consumo de fuel oil como combustible para el proceso de tostación reductora, a través del balance de energía, donde resultó que la cantidad necesaria de fuel oil para este proceso es de 92,236 kg, por cada 1000 kg de mineral seco alimentado al horno de tostación reductora.

Tabla 3.15. Balance material de la combustión de 92,236 kg de fuel oil, utilizado en el proceso de tostación reductora.

Entrada								
Elemento	O	C	N	S	H	A3	Total, kg	%
C		79,655					79,655	5,398
O	0,240						0,240	0,016
H					11,290		11,290	0,765
S				0,646			0,646	0,044
N			0,369				0,369	0,025
A3						0,037	0,037	0,003
Aire	318,161		1065,149				1383,310	93,749
Total, kg	318,401	79,655	1065,518	0,646	11,290	0,037	1475,546	100,000
%	21,579	5,398	72,212	0,044	0,765	0,003	100,000	
Salida								
Productos	O	C	N	S	H	A3	Total, kg	%
CO₂	212,104	79,655					291,760	19,773
SO₂	0,645			0,646			1,291	0,087
N₂			1065,518				1065,518	72,212
O₂(exceso)	15,390						15,390	1,043
H₂O	90,261				11,290		101,551	6,882
A3						0,037	0,037	0,003
Total, kg	318,401	79,655	1065,518	0,646	11,290	0,037	1475,546	100,000
%	21,579	5,398	72,212	0,044	0,765	0,003	100,000	

En la tabla anterior se observa que para la combustión de 92,236 kg de fuel oil, se necesita 1383,310 kg de aire. En los gases generados por la combustión, el nitrógeno es el de 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

Este cálculo se realiza 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 siguiente tabla:

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

Productos	O	C	N	S	H	Total, kg	Total, m ³	%
CO ₂	245,564	92,221				337,785	172,002	10,455
SO ₂	0,645			0,646		1,291	0,452	0,027
N ₂			1065,518			1065,518	851,806	51,777
CO	15,390	11,560				26,950	37,754	2,295
H ₂ O	416,256				52,064	468,320	583,122	35,445
Total, kg	677,855	103,780	1065,518	0,646	52,064	1899,864	1645,136	100,000
%	35,679	5,463	56,084	0,034	2,740	100,000		

En la tabla 3.16, se observa que durante el proceso de tostación reductora se generan 583,122 m³ 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 0,027 % y al emplear carbón bituminoso como combustible, el contenido del mismo es de 0,013 %.

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 ₂	H ₂ O	O	Cr	Cu	Zn	C	N	H	S	A	Otros*	Total, kg	%
ENTRADA																				
Mineral (MS)	184,999	18,500	0,600	24,730	138,419	2,210	301,398	369,998	196,006	6,840	0,200	0,080					0,0051	6,013	1249,999	45,036
Mezcla de carbón								2,703					31,150				4,268	11,879	50,000	1,801
Aire									318,161					1065,149					1383,310	49,839
Combustible									0,240				79,655	0,369	11,290	0,646	0,037		92,236	3,323
Total, kg	184,999	18,500	0,600	24,730	138,419	2,210	301,398	372,701	514,407	6,840	0,200	0,080	110,805	1065,518	11,290	0,646	4,310	17,892	2775,545	100,000
%	6,665	0,667	0,022	0,891	4,987	0,080	10,859	13,428	18,534	0,246	0,007	0,003	3,992	38,389	0,407	0,023	0,155	0,645	100,000	
SALIDA																				
Producto tostado	145,596	14,560	0,472	19,463	108,937	1,739	237,203		125,706	5,383	0,157	0,063	3,929				3,392	14,081	680,681	24,524
Polvo	39,403	3,940	0,128	5,267	29,482	0,471	64,195	5,932	36,840	1,457	0,043	0,017	3,096				0,918	3,811	195,000	7,026
Gases								366,769	351,861				103,780	1065,518	11,290	0,646			1899,864	68,450
Total, kg	184,999	18,500	0,600	24,730	138,419	2,210	301,398	372,701	514,407	6,840	0,200	0,080	110,805	1065,518	11,290	0,646	4,310	17,892	2775,545	100,000
%	6,665	0,667	0,022	0,891	4,987	0,080	10,859	13,428	18,534	0,246	0,007	0,003	3,992	38,389	0,407	0,023	0,155	0,645	100,000	

De los resultados del balance de masa para el proceso de tostación reductora, ilustrados en la tabla 3.17, se puede decir que:

- ✓ Al procesar 1249,999 kg de mineral húmedo, se obtiene 680,681 kg de producto tostado, donde la cantidad de polvo que sale con los gases es de 195 kg el cual influye en la eficiencia del proceso de tostación.
- ✓ La cantidad de combustible que utiliza este proceso es de 92,236 kg y se utiliza para su combustión 1383,310 kg de aire.
- ✓ 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 fuel oil y de la descomposición de los compuestos superiores en el mineral inicial. Desde el punto de vista tecnológico hay que tener en cuenta este vapor en el sistema de captación de polvo diseñado.

3.2.2. Resultados del balance de energía para el proceso de tostación reductora

Antes de realizar los cálculos 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 11, 12, 13, 14 y 15.

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

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

Índices de Entrada		Calor, kJ	%
Calor de combustión del combustible	(Q1)	3707895,499	94,895
Calor físico del combustible	(Q2)	7399,188	0,189
Calor aportado por el aire para la combustión	(Q3)	34824,836	0,891
Calor físico del mineral inicial	(Q4)	47156,376	1,207
Calor de la reacción exotérmica	(Q5)	110085,512	2,817
Total, kJ		3907361,411	100,000
Índices de Salida			
Calor útil			
Calor físico del mineral producto	(Q6)	635612,438	16,267
Calor para el calentamiento y evaporación de H ₂ O	(Q7)	643559,194	16,470
Calor para las reacciones endotérmicas	(Q11)	1405321,366	35,966
Pérdida del calor			
Pérdida de calor con el polvo	(Q8)	63548,738	1,626
Calor físico de los gases a la salida	(Q9)	729509,920	18,670
Pérdidas de calor al medio ambiente	(Q10)	429809,755	11,000
Total, kJ		3907361,411	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 está dado por la combustión del fuel oil, con 94,895 %.

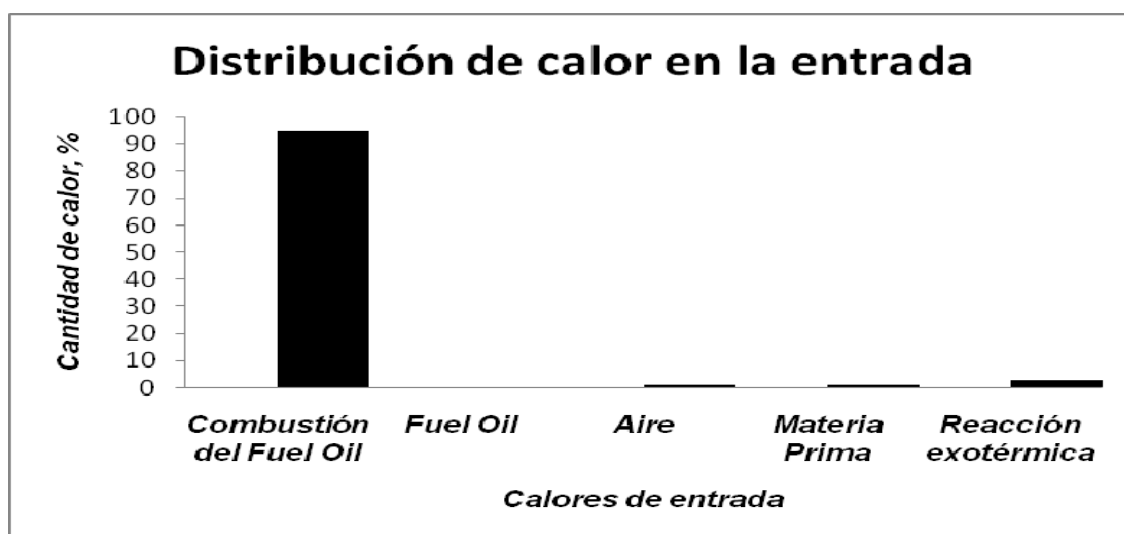


Figura 3.3. Distribución de los calores de entrada en el proceso de tostación reductora.

En la distribución de los calores de salida del sistema, existe un comportamiento más uniforme, donde sobresale el calor las reacciones endotérmicas, el cual representa un 35,966 %, como se muestra en la figura 3.4.

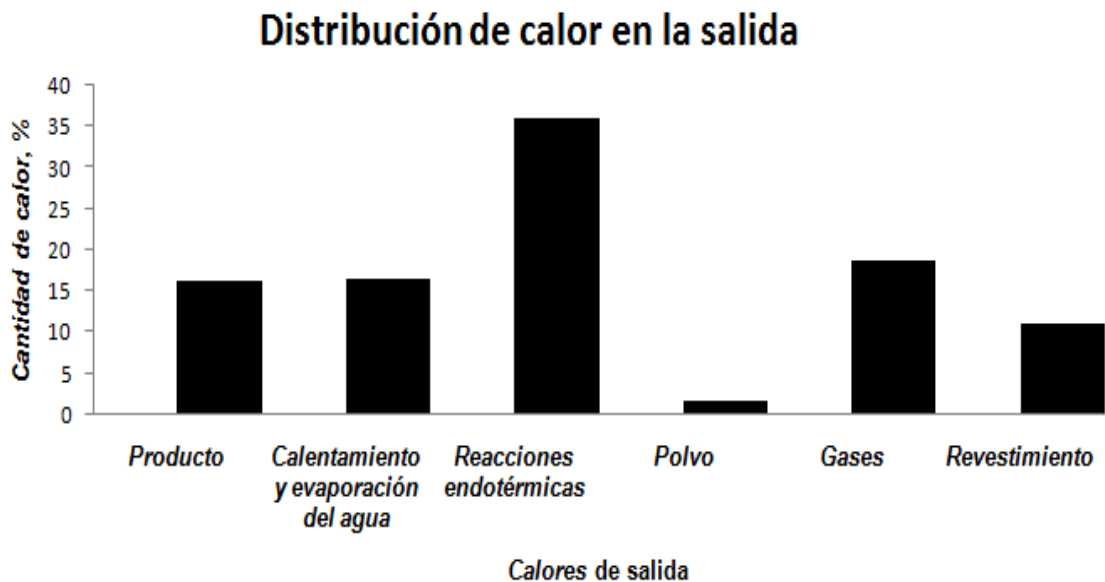


Figura 3.4. Distribución de los calores de salida en el proceso de tostación reductora.

En la figura anterior se observa además, que las principales fuentes consumidoras de energía 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 existe una gran cantidad de calor que se pierde con los gases de salida, lo que se propone utilizar este gas para secar el carbón reductor en el proceso de molienda.

3.3. Comparación de los índices de consumo del fuel oil con el carbón bituminoso como combustible utilizado en el proyecto Ferroníquel

Con los resultados obtenidos en los balances se establecieron los índices de consumo del fuel oil como combustible para los procesos de secado y de tostación reductora. En el caso del proceso de secado este indicador es de 12,841 kg/t de mineral seco alimentado, mientras, para el proceso de tostación reductora el consumo es de 92,236 kg/t de materia prima seca.

Al comparar los índices de consumo del combustible utilizado para los procesos de secado (figura 3.5) y de tostación reductora (figura 3.6), se aprecia que el consumo de carbón es 4,801 kg mayor que el fuel oil en el proceso de secado, y de 47,776 kg en proceso de tostación, lo que confirma que el fuel oil es mejor desde el punto de vista energético.

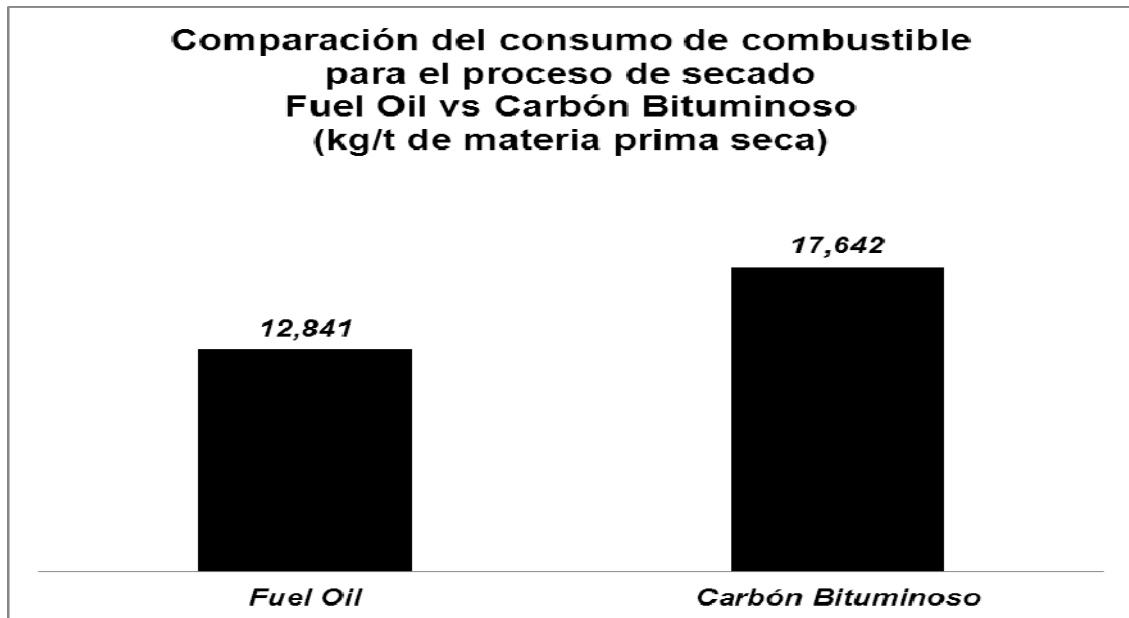


Figura 3.5. Comparación del consumo de combustible para el proceso de secado.

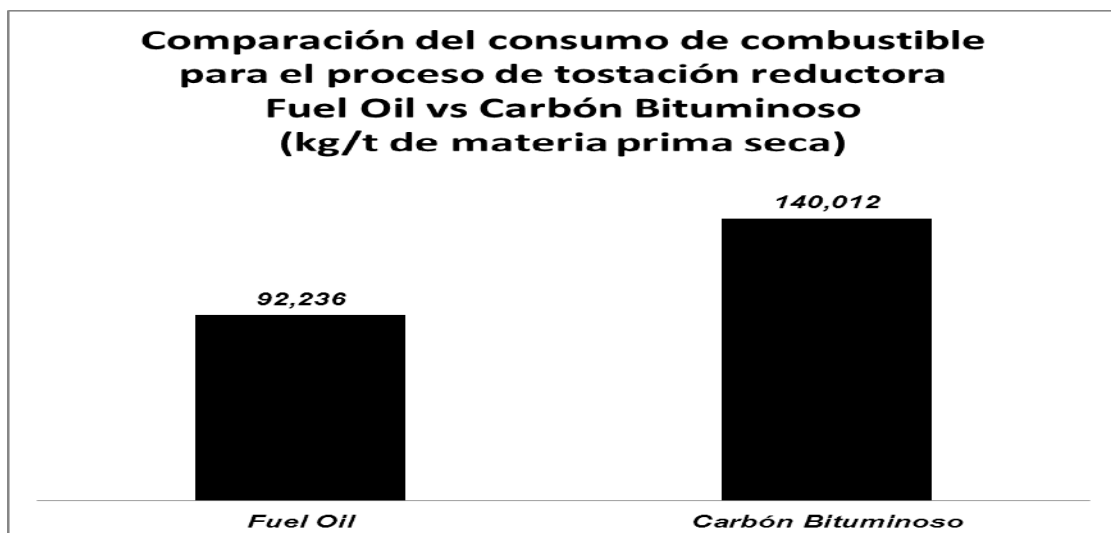


Figura 3.6. Comparación del consumo de combustible para el proceso de tostación reductora.

Además en estas figuras (3.5 y 3.6), se muestra que el consumo de fuel oil para los procesos de secado y de tostación reductora es menor que el de carbón, lo que confirma que el fuel oil es más beneficioso que el carbón desde punto de vista tecnológico por su capacidad calorífica.

3.4. Análisis económico del fuel oil como combustible

Al tener en cuenta los consumos del fuel oil como combustible, se realizaron los cálculos económicos para determinar la factibilidad del combustible. Para los cuales se toma el precio actual del fuel oil en el mercado de Venezuela, el cual es de \$ 870 por cada tonelada de petróleo (<http://informe21.com/economia/precio-del-petroleo-venezolano>). Por otra parte, en el mercado internacional de carbón, el precio del carbón bituminoso es de \$ 90 por cada tonelada.

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

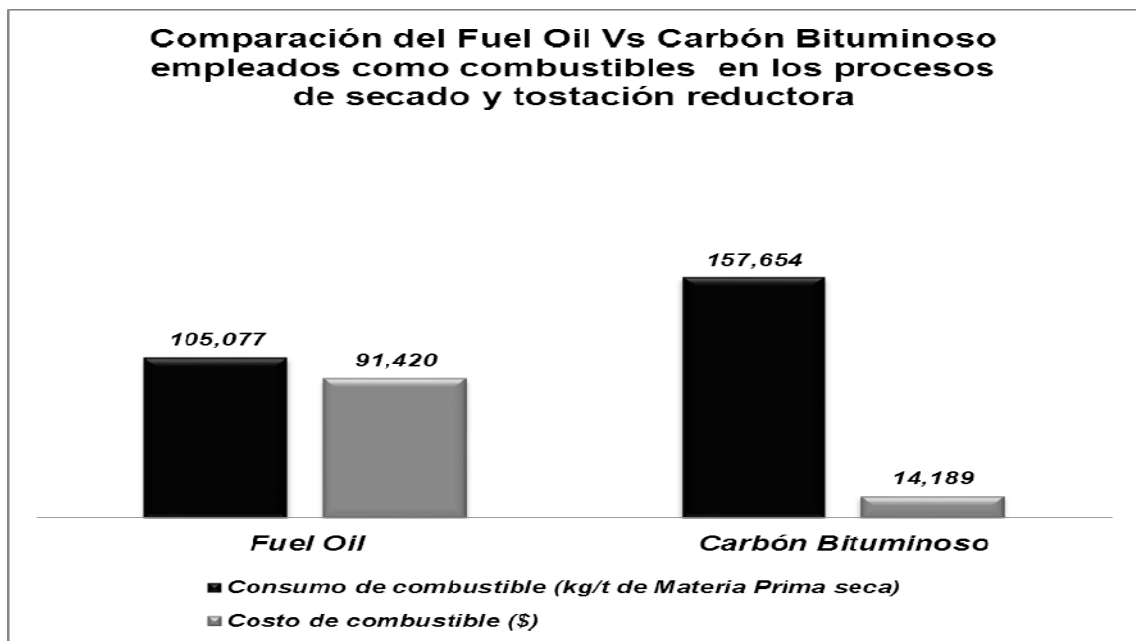


Figura 3.7. Comparación de Fuel Oil vs Carbón Bituminoso empleados como combustibles en los procesos de secado y de tostación reductora.

En la figura 3.7 se muestra comparativamente los consumos y costos del fuel oil con respecto al carbón bituminoso, al ser utilizados como combustibles en

los procesos de secado y de tostación reductora en el proyecto Ferroníquel en Moa, en la cual se puede observar que los costos del fuel oil es de \$ 77,231 mayor que el de carbón, pero el consumo de carbón bituminoso es 52,577 kg por encima del fuel oil.

Conclusiones del capítulo

- ✓ Los índices de consumo del fuel oil como combustible para los procesos de secado y de tostación reductora son de: 12,841 y 92,236 kg/t de mineral seco alimentado, respectivamente, los cuales resultaron menores que los de carbón bituminoso. Lo que demuestra que el fuel oil es más beneficioso que el carbón desde el punto de vista energético.
- ✓ El costo del fuel oil empleado como combustible para los procesos de secado y de tostación reductora es mayor que el de carbón bituminoso.
- ✓ Las eficiencias energéticas del horno de tambor rotatorio con el empleo de fuel oil como combustible para los procesos de secado y tostación reductora, son de: 75,154 y 68,703 %, las cuales son aceptables.
- ✓ El producto tostado posee las características tecnológicas siguientes:
La relación $(Fe^0 + Fe^{2+})/Fe_{total}$ 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

Después de analizar los resultados se llegó a las siguientes conclusiones:

- ✓ Se determinaron los índices de consumo del fuel oil como combustible para los procesos de secado y de tostación reductora, los cuales fueron de 12,841 y 92,236 kg/t de mineral seco alimentado respectivamente.
- ✓ Se demostró que el costo del fuel oil empleado como combustible, al procesar una tonelada de mineral seco en los hornos de secado y tostación reductora, es de \$ 91,420, mientras que el de carbón es de \$ 14,189, donde se aprecia que el fuel oil no es factible desde el punto de vista económico.
- ✓ 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 fuel oil como combustible, es de aproximadamente catorce veces mayor que el contenido del mismo al emplear carbón bituminoso como combustible. Donde se observa que hay que purificar estos gases antes de ser enviados al medio ambiente.

RECOMENDACIONES

- ✓ 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 condense, el cual podría afectar al sistema de captación del polvo.
- ✓ Recuperar el calor que se pierde con los gases salientes del horno de tostación, para su utilización en el proceso de molienda del carbón reductor para secarlo.

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- BEREGOSKI, V. (1987). Metalurgia del cobre y níquel. La Habana: Pueblo y Educación.
- 3- BERGMAN, R. (2003). Nickel production from low-iron laterite ores: Process descriptions.
- 4- CHANG, A. C. (1997). Cálculo de los principales procesos en los hornos metalúrgicos.
- 5- CHANG, C. (2003). Balance energético de calcinador de carbonato básico de níquel con adicción de sulfuro de níquel: Consideraciones tecnológicas. Minería Geología, págs. 59-64.
- 6- CHOMIACK, J. (1990). Combustion, a study in theory, fact and application, Energy & Engineering Science.
- 7- CRUZ, V. L & PONS F, A. (1985). En Introducción a la Ingeniería Química Tomo II (págs. págs. 3-36). La Habana: Pueblo y Educación.
- 8- FERNANDEZ, E. & *et all* (1972). Metalurgia extractiva de los minerales oxidados de Ni. La Habana: Instituto Cubano del Libro.
- 9- GLASSTONE, S. (1979). Termodinámica para Químicos. La Habana: Pueblo y Educación.
- 10- GONZÁLEZ, R. (1979). Trabajo sobre el aire secundario en los hogares H-4 y H-6 en el horno de soleras múltiples.
- 11- HERNÁNDEZ & ONICHIN (1973). Obtención de Fe-Ni por electrofusión a partir de minerales serpentínicos de Moa.

- 12- HERNÁNDEZ, E. C. (1972). Metalurgia Extractiva de los minerales oxidados de níquel. LaHabana: Instituto cubano del Libro.
- 13- KRESTOVNIKOV, A. N. & V. N. VIGDOROVICH (1980). Termodinámica Química. Moscú.
- 14- KRIVANDIN, V. & MARKOV, B. (1980). Metallurgical Furnaces. Moscú: Mir.
- 15- LE, M. T. (2010). Perfeccionamiento de la metodología de Proyectos de curso da la asignatura Procesos y Equipos Pirometalúrgicos II.
- 16- MATOS, R. T. (1988). Aspectos Fundamentales de la Química Física.
- 17- PANTOJA (2008). Determinación del índice de consumo de fuel-oil del horno industrial de Herreshoff. . Moa: ISMM.
- 18- PINEDA MARTÍN, A. et all (1980). Recuperación de calor en Hornos de Reducción y Planta Eléctrica. MOA: ISMM.
- 19- REYES (2011). Determinación del índice de consumo del fuel-oil del horno industrial de múltiples soleras. [Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa].
- 20- REZVANOV, G. &. (1969). Estudio sobre el uso del petróleo aditivo para la reducción del mineral laterítico. Holguín: Nicaro y Minbas.
- 21- RIVERÓN (2003). Balance de masa y energía del Horno de Arco Eléctrico para la obtención de Fe -Ni [Instituto Minero Metalúrgico de Moa].
- 22- RODRÍGUEZ, M. (1976). Modelo cinético de las reacciones de reducción en la Planta Piloto de Nicaro.
- 23- RODRÍGUEZ, M. (1976). Procesos y equipos de la empresa Cmdte Ernesto Che .
- 24- SUÁREZ (1993). Análisis de la tecnología de pre-reducción de la serpentina para la producción de Fe-Ni.
- 25- TAMAYO, G. E. (2008.). Balance de Energía por zona del Horno Herreshoff de la Empresa Comandante Che Guevara.

ANEXOS

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

Entrada	Corriente	Temp, °C	Temp, K
Sólido	Mineral húmedo	25,000	298,000
Combustible	Fuel Oil	60,000	333,000
	Aire primario	25,000	298,000
Salida	Corriente	Temp, °C	Temp, K
Sólidos	Mineral seco	60,000	333,000
	Polvo de salida	130,000	403,000
Gases	Gases de salida	130,000	403,000

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
Al₂O₃·3H₂O	155,900	0,890	0,061	0,054
(Mg,Fe)(Cr,Al)₂O₄	302,040	0,171	0,020	0,003
Fe₃O₄	231,480	0,624	0,025	0,016
SiO₂ 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	0,00047
CuO	79,530	0,529	0,00025	0,00013
ZnO	81,380	0,493	0,00010	0,00005
MnO	70,930	0,764	0,003	0,002
Al₄(Si₄O₁₀)(OH)₈·4H₂O	588,020	1,130	0,002	0,002
Fe₂(Si₄O₁₀)(OH)₂·H₂O	435,870	0,776	0,119	0,092
Mg₆(Si₄O₁₀)(OH)₈	553,940	1,949	0,523	1,019
		Total	1,000	1,298

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)
2FeOOH	177,640	0,439	0,213	0,093
Al ₂ O ₃ ·3H ₂ O	155,900	0,616	0,061	0,037
(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	302,040	0,114	0,020	0,002
Fe ₃ O ₄	231,480	0,674	0,025	0,017
SiO ₂ libre	60,060	0,780	0,010	0,008
NiO	74,680	0,671	0,024	0,016
CoO	74,920	0,623	0,001	0,00048
CuO	79,530	0,552	0,00025	0,00014
ZnO	81,380	0,516	0,00010	0,00005
MnO	70,930	0,816	0,003	0,002
Al ₄ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₈ ·4H ₂ O	588,020	1,129	0,002	0,002
Fe ₂ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₂ ·H ₂ O	435,870	0,776	0,119	0,092
Mg ₆ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₈	553,940	1,945	0,523	1,017
		Total	1,000	1,288

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)
2FeOOH	177,640	0,482	0,213	0,102
Al ₂ O ₃ ·3H ₂ O	155,900	0,380	0,061	0,023
(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	302,040	0,065	0,020	0,001
Fe ₃ O ₄	231,480	0,720	0,025	0,018
SiO ₂ libre	60,060	0,834	0,010	0,008
NiO	74,680	0,676	0,024	0,016
CoO	74,920	0,627	0,001	0,00048
CuO	79,530	0,574	0,00025	0,00014
ZnO	81,380	0,536	0,00010	0,00005
MnO	70,930	0,872	0,003	0,003
Al ₄ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₈ ·4H ₂ O	588,020	1,129	0,002	0,002
Fe ₂ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₂ ·H ₂ O	435,870	0,776	0,119	0,092
Mg ₆ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₈	553,940	1,945	0,523	1,017
		Total	1,000	1,284

Anexo. 5. Capacidad calorífica promedio de los gases de combustión de un kilogramo de fuel oil, empleado en el proceso de secado.

Compuestos	Cp, J/(mol·K)	Cp, kJ/(m³·K)	% (V)	Cp, kJ/(m³·K)
H ₂ O	35,958	1,605	0,111	0,178
SO ₂	39,924	1,782	0,00040	0,001
N ₂	28,748	1,283	0,748	0,961
O ₂	29,212	1,304	0,009	0,012
CO ₂	41,459	1,851	0,131	0,242
		Total	1,000	1,394

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 ₂	H ₂ O	O	Cr	Cu	Zn	Co	C	A	Otros	Total, kg	%
2FeOOH	1,732						0,279	0,744								2,755	20,185
Al ₂ O ₃ ·3H ₂ O			0,272				0,272	0,242								0,785	5,754
(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	0,048		0,046	0,021				0,055	0,089							0,259	1,897
Mg ₃ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₂				1,783		2,938	0,880	1,173								6,775	49,633
Fe ₂ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₂ ·H ₂ O	0,395					0,850	0,127	0,170								1,543	11,302
Al ₄ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₈ ·4H ₂ O			0,004			0,009	0,006	0,004								0,023	0,167
Fe ₃ O ₄	0,236							0,090								0,326	2,387
SiO ₂ libre						0,130										0,130	0,955
NiO		0,241						0,066								0,307	2,248
CoO								0,002				0,008				0,010	0,073
MnO					0,029			0,008								0,037	0,272
CuO								0,001		0,003						0,003	0,024
ZnO								0,000			0,001					0,001	0,010
C													0,406			0,406	2,974
A														0,056		0,056	0,412
Otros															0,233	0,233	1,708
Total, kg	2,411	0,241	0,322	1,804	0,029	3,928	1,564	2,555	0,089	0,003	0,001	0,008	0,406	0,056	0,233	13,650	100,000
%	17,664	1,766	2,361	13,216	0,211	28,778	11,458	18,715	0,653	0,019	0,008	0,057	2,974	0,412	1,708	100,000	

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 ₂	H ₂ O	O	Cr	Cu	Zn	C	A	Otros	Total, kg	%
Al ₂ O ₃				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 ₃ O ₄	1,170								0,447							1,617	2,513
Fe ₂ O ₃	10,558								4,535							15,093	23,455
NiO		1,197							0,326							1,523	2,366
CoO			0,039						0,011							0,049	0,077
Mg ₃ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₂					8,850		14,582	4,368	5,823							33,623	52,251
(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	0,238			0,230	0,103				0,272	0,442						1,285	1,997
SiO ₂							4,913									4,913	7,635
C													2,015			2,015	3,131
A														0,279		0,279	0,433
Otros															1,157	1,157	1,798
Total, kg	11,966	1,197	0,039	1,600	8,953	0,143	19,495	4,368	12,678	0,442	0,013	0,005	2,015	0,279	1,157	64,350	100,000
%	18,595	1,860	0,060	2,486	13,913	0,222	30,295	6,788	19,702	0,688	0,020	0,008	3,131	0,433	1,798	100,000	

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 ₂	O	Cr	Cu	Zn	C	A	Otros*	Total, kg	%
Al ₂ O ₃				2,865				2,547							5,412	4,626
CuO								0,007		0,027					0,034	0,029
ZnO								0,003			0,011				0,013	0,012
MnO						0,299		0,087							0,386	0,330
Fe ₃ O ₄	3,045							1,163							4,208	3,597
Fe ₂ O ₃	1,104							0,474							1,578	1,349
NiO		1,752						0,477							2,229	1,905
CoO			0,059					0,016							0,075	0,064
MgO					18,509			12,179							30,688	26,229
(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	0,497			0,480	0,216			0,569	0,925						2,688	2,297
Ni		0,751													0,751	0,642
Co			0,022												0,022	0,019
Fe	6,114														6,114	5,226
FeO	14,266							4,085							18,351	15,685
SiO ₂							40,772								40,772	34,848
C												0,675			0,675	0,577
A													0,583		0,583	0,498
Otros*														2,420	2,420	2,069
Total, kg	25,026	2,503	0,081	3,345	18,725	0,299	40,772	21,607	0,925	0,027	0,011	0,675	0,583	2,420	117,000	100,000
%	21,390	2,139	0,069	2,859	16,004	0,256	34,848	18,468	0,791	0,023	0,009	0,577	0,498	2,069	100,000	

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

Compuesto	C	O	H ₂ O	Total, kg	%	Total, m ³
CO	11,560	15,390		26,950	6,129	21,560
CO ₂	12,566	33,460		46,025	10,466	23,436
H ₂ O			366,769	366,769	83,405	456,678
Total, kg	24,125	48,850	366,769	439,744	100,000	501,674
%	5,486	11,109	83,405	100,000		

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

Entrada	Corriente	Temp, °C	Temp, K
Sólido	Mineral de entrada	25,000	298,000
	Carbón reductor	25,000	298,000
Líquido	Fuel Oil	60,000	333,000
Gases	Aire primario	25,000	298,000
Salida	Corriente	Temp, °C	Temp, K
Sólidos	Producto tostado	900,000	1173,000
	Polvo de salida	300,000	573,000
Gases	Gases de salida	300,000	573,000

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

Mineral	Masa molar, g/mol	Cp, kJ/(kg·K)	Fm	Cp(esp), kJ/(kg·K)
2FeOOH	177,640	0,282	0,213	0,060
Al ₂ O ₃ ·3H ₂ O	155,900	4,914	0,061	0,298
(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	302,040	1,002	0,020	0,020
Fe ₃ O ₄	231,480	0,003	0,025	0,00007
SiO ₂ libre	60,060	0,091	0,010	0,001
NiO	74,680	0,651	0,024	0,015
CoO	74,920	0,545	0,001	0,00042
CuO	79,530	0,243	0,00025	0,00006
ZnO	81,380	0,175	0,00010	0,00002
MnO	70,930	0,489	0,003	0,001
Al ₄ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₈ ·4H ₂ O	588,020	1,131	0,002	0,002
Fe ₂ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₂ ·H ₂ O	435,870	0,776	0,119	0,092
Mg ₈ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₈	553,940	1,947	0,523	1,018
		Total	1,000	1,509

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

Mineral	Masa molar, g/mol	Cp, kJ/(kg·K)	Fm	Cp(esp), kJ/(kg·K)
Al ₂ O ₃	101,930	1,138	0,047	0,054
(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	302,040	0,107	0,024	0,003
Fe ₃ O ₄	231,480	0,962	0,037	0,036
Fe ₂ O ₃	159,650	0,957	0,014	0,013
FeO	71,830	0,791	0,161	0,127
Fe	55,840	0,661	0,054	0,035
SiO ₂	60,060	1,173	0,358	0,420
NiO	74,680	0,722	0,020	0,014
CoO	74,920	0,641	0,001	0,00042
CuO	79,530	0,696	0,00030	0,00021
ZnO	81,380	0,624	0,00012	0,00007
MgO	40,290	1,180	0,269	0,318
MnO	70,930	1,210	0,003	0,004
C	12,010	1,527	0,006	0,009
Ni	58,690	0,640	0,007	0,004
Co	58,930	0,538	0,00019	0,00010
		Total	1,000	1,038

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

Mineral	Masa molar, g/mol	Cp, kJ/(kg·K)	Fm	Cp(esp), kJ/(kg·K)
2FeOOH	177,640	0,588	0,014	0,009
Al ₂ O ₃ ·3H ₂ O	155,900	0,024	0,004	0,00010
Mg ₃ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₈	553,940	1,944	0,212	0,413
Fe ₂ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₂ ·H ₂ O	435,870	0,776	0,008	0,006
Al ₄ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₈ ·4H ₂ O	588,020	1,128	0,00012	0,00014
Al ₂ O ₃	101,930	0,954	0,042	0,040
(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	302,040	0,011	0,022	0,00023
Fe ₃ O ₄	231,480	0,799	0,032	0,026
Fe ₂ O ₃	159,650	0,773	0,088	0,068
FeO	71,830	0,750	0,096	0,072
Fe	55,840	0,518	0,032	0,017
SiO ₂	60,060	0,933	0,241	0,225
NiO	74,680	0,686	0,021	0,015
CoO	74,920	0,633	0,001	0,00045
CuO	79,530	0,612	0,00028	0,00017
ZnO	81,380	0,569	0,00011	0,00006
MgO	40,290	1,068	0,161	0,172
MnO	70,930	0,991	0,003	0,003
C	12,010	1,114	0,016	0,018
Ni	58,690	0,503	0,004	0,002
Co	58,930	0,467	0,00012	0,00005
Total			1,000	1,086

Anexo 14. Capacidad calorífica promedio de los gases de combustión de un kilogramo de fuel oil, empleado en el proceso de tostación reductora.

Compuestos	Cp, J/(mol·K)	Cp, kJ/(m³·K)	% (Volumétrico)	Cpesp, kJ/(m³·K)
H ₂ O	36,101	1,612	0,111	0,179
SO ₂	41,567	1,856	0,00040	0,001
N ₂	29,104	1,299	0,748	0,972
O ₂	31,277	1,396	0,009	0,013
CO ₂	44,489	1,986	0,131	0,259
Total			1,000	1,425

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

Compuestos	Cp, J/(mol·K)	Cp, kJ/(m³·K)	% (Volumétrico)	Cpesp, kJ/(m³·K)
H ₂ O	36,078	1,611	0,910	1,466
CO ₂	43,961	1,963	0,047	0,092
CO	29,814	1,331	0,043	0,057
Total			1,000	1,615