



Universidad de Moa

Dr. "Antonio Núñez Jiménez"

Facultad de Metalurgia y Electromecánica

Departamento de Metalurgia y Química

Balace de energía del horno de reducción del mineral laterítico a escala piloto

*Tesis presentada en opción al título de ingeniero en
Metalurgia y Materiales*

Luis Angel Jiménez Pérez

Moa, 2019



Universidad de Moa

Dr. "Antonio Núñez Jiménez"

Facultad de Metalurgia y Electromecánica

Departamento de Metalurgia y Química

Balace de energía del horno de reducción del mineral laterítico a escala piloto

*Tesis presentada en opción al título de ingeniero en
Metalurgia y Materiales*

Autor: Luis Angel Jiménez Pérez

Firma: _____

Tutores:

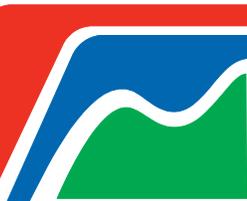
Ms.C. Orleidy Loyola Breffe

Firma: _____

Ing. Ángel Legrá Legrá

Firma: _____

Moa, 2019



Pensamiento

"La vida es una obra de teatro que no permite ensayos, por eso canta, ríe, llora y vive intensamente cada momento de tu vida antes que el telón baje y la obra termine sin aplausos".

Charles Chaplin

Dedicatoria

Dedico este trabajo desde lo más profundo de mi corazón a:

- ✓ *Mi padre, mi madre y hermana que son mis seres más queridos.*
- ✓ *Mis abuelos.*
- ✓ *Mi novia.*
- ✓ *Mis familiares.*
- ✓ *Mis suegros.*

Agradecimientos

A través de este trabajo hago constar mis mayores agradecimientos a:

- ✓ *Mis padres Angel Luis y Arelis por la educación que ambos me han dado, por el amor que me transmiten todos los días del mundo, por haber confiado en mí siempre en cada uno de mis pasos en la vida y por brindarme su apoyo incondicional en cada momento que lo necesité.*
- ✓ *Mi familia por el apoyo, la fuerza y la confianza que siempre tuvieron en mí para que me formara como futuro profesional, principalmente a mi hermana y mis abuelos.*
- ✓ *Mi novia Milena Isabel Guilarte Santiesteban por ese apoyo incondicional que siempre me ha brindado y por regalarme los mejores momentos de mi vida en estos cinco años de Universidad.*
- ✓ *Mis suegros y sus familiares por acompañarme en los buenos y malos momentos.*
- ✓ *Mis compañeros de aula por estar conmigo a cada instante que lo necesité.*
- ✓ *Mis tutores, el Ms.C. Orleidy Loyola Breffe y el Ing. Ángel Legrá Legrá por depositar toda su confianza en mí para realizar esta investigación.*
- ✓ *Todos mis profesores por su ayuda en el transcurso de los cinco años.*
- ✓ *Todos aquellos que de una forma u otra han hecho posible la realización de este trabajo.*

A todos Muchas Gracias.

Declaración de Autoridad

Yo: Luis Angel Jiménez Pérez

Autor del presente Trabajo de Diploma, por medio de este escrito certifico su propiedad intelectual a favor de la Universidad de Moa "Dr. Antonio Núñez Jiménez" y el Centro de Investigaciones del Níquel Capitán "Alberto Fernández Montes de Oca", para que dispongan de su uso cuando estimen conveniente.

Luis Angel Jiménez Pérez

Autor

Ms.C. Orleidy Loyola Breffe

Tutor

Ing. Ángel Legrá Legrá

Tutor

RESUMEN

El presente trabajo tiene como objetivo determinar el comportamiento energético del horno Herreshoff a escala piloto para regímenes de temperatura diferentes. Razón por la que se desarrolló una metodología de cálculo de los balances de masa y energía considerando sus leyes de conservación; además se usaron los datos tomados de la última prueba realizada en esta planta. Los principales resultados obtenidos fueron: el consumo específico de combustible teórico en las cámaras de combustión que es de 65,70 kg/t para el RTA y de 62,54 kg/t para el RTB; y las principales pérdidas de energía que se tienen en este equipo son con los gases salientes para ambos regímenes, lo que representa alrededor de un 21 %. Se puede concluir que el comportamiento energético del horno Herreshoff a escala piloto es similar para los dos regímenes de temperatura.

Palabras clave: Horno Herreshoff, balances de masa y energía, consumo de combustible.

Summary

This work aims to determine the energy behaviour of the Herreshoff furnace at pilot scale for different temperature regimes. Which is why a methodology for calculating mass and energy balances was developed considering its conservation laws; in addition, data taken from the last test performed at this plant were used. The main results obtained were: the specific consumption of theoretical fuel in the combustion chambers which is 65,70 kg/t for the RTA and 62,54 kg/t for RTB; and the main energy losses on this equipment are with the outgoing gases for both regimes, which is about 21%. It can be concluded that the energy behaviour of the Herreshoff furnace on a pilot scale is similar for the two temperature regimes.

Keywords: Herreshoff oven, mass and energy balances, fuel consumption.

ÍNDICE

INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO 1. MARCO TEÓRICO CONCEPTUAL	6
1.1 Generalidades del proceso de reducción	6
1.2 Parámetros que influyen en el proceso de reducción	8
1.2.1 Composición de la Materia Prima	8
1.2.2 Granulometría	9
1.2.3 Influencia de la temperatura	9
1.2.4 Concentración de agentes reductores	9
1.2.5 Tiempo de retención	10
1.2.6 Presión.....	10
1.3 Transformaciones físico-químicas que ocurren en el proceso de reducción	10
1.3.1 Zona de calentamiento	11
1.3.2 Zona de transición	12
1.3.3 Zona de reducción	13
1.4 Descripción del flujo tecnológico del horno de reducción a escala Piloto	13
1.5 Trabajos precedentes	15
Conclusiones del Capítulo 1	21
CAPÍTULO 2. MATERIALES Y MÉTODOS	22
2.1 Descripción de los materiales	22
2.1.1 Muestra tecnológica.....	22
2.1.2 Combustible.....	23
2.1.3 Horno de Reducción	24
2.2 Descripción de los métodos	24
2.2.1 Metodología de cálculo empleada para el Balance de Masa	24
2.2.2 Metodología de cálculo empleada para el Balance de Energía	34
Conclusiones del Capítulo 2	42
CAPÍTULO 3. ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS	43
3.1 Análisis químico de la muestra tecnológica alimentada	43
3.2 Condiciones de operación mantenidas en el horno durante la campaña.....	44
3.3 Resultados de la composición racional de la materia prima húmeda.....	45
3.4 Resultados de la composición racional de los gases del petróleo aditivo	46

3.5 Resultados de la composición racional de los gases de salida del horno....	47
3.6 Resultado general del balance de masa	48
3.7 Resultados del Balance de energía	49
Conclusiones del Capítulo 3.....	53
CONCLUSIONES GENERALES.....	55
RECOMENDACIONES	56
BIBLIOGRAFÍA	57
ANEXOS	

INTRODUCCIÓN

INTRODUCCIÓN

Los minerales son recursos naturales no renovables, esto implica que la extracción, procesamiento y obtención de los mismos se realice con la mayor racionalidad y eficiencia posible. En la naturaleza existen varios tipos de minerales de los cuales es posible extraer metales estratégicos como el níquel, el que se utiliza como materia prima para las industrias productoras de acero inoxidable. Países como Nueva Caledonia, Japón, Rusia, Estados Unidos, Brasil, Grecia, Cuba, Indonesia, Filipinas, República Dominicana, Australia, Guatemala, Colombia, Yugoslavia, Venezuela y China cuentan con operaciones para la extracción de níquel por vía pirometalúrgica e hidrometalúrgica a partir de las lateritas de este metal. Las principales especies de minerales que la integran son la limonita y la serpentina, las cuales tienen diferente comportamiento en el proceso de reducción. Esta mena es el resultado de la degradación de los suelos, propiciada por cambios climáticos y exposición a humedad entre otros factores geológicos, (Díaz, 2016).

Cuba ocupa el segundo lugar de reserva laterítica del mundo, ubicándose este yacimiento con alto contenido de hierro en niveles superiores al 50 % en el nordeste de la provincia de Holguín (Pérez, 2012), y según el Instituto Cubano de Recursos Minerales, esta provincia concentra el 34 % de las reservas mundiales de este metal con unos 800 millones de toneladas de níquel más cobalto. Se estima además que habría otros 2 200 millones de toneladas de reservas probables y son explotados en minas a cielo abierto para la extracción selectiva del níquel y el cobalto a través de las tecnologías ácido a presión y carbonato-amoniaco, esta última mencionada está en desventaja con el resto de las plantas de tratamiento de minerales lateríticos, esto se debe a los bajos niveles de recuperación de dichos metales y los elevados costos de producción, dado principalmente por los portadores energéticos.

La tecnología CARON se aplica en el mundo por primera vez en la fábrica de Nicaro en el año 1943, patrocinada por la Freeport Sulphur Company (EUA), actualmente la Empresa lleva el nombre de Comandante “René Ramos Latour”, luego surgieron cronológicamente las siguientes industrias, (Chang, 1999).

1962- SERED (antigua Checoslovaquia). Procesó minerales importados de Albania.

1974 - Marinduque en Filipinas, actual NONOC.

1974 - GREENVALE en Australia. Actualmente se están agotando sus yacimientos y procesa un elevado porcentaje de minerales importados de Indonesia y Nueva Caledonia, lleva el nombre de QUEENSLAND NICKEL.

1980 - Inicia sus operaciones el Complejo Industrial TOCANTINS en Brasil.

1987- Inicia sus operaciones la Empresa Ernesto Che Guevara ubicada en Punta Gorda, Moa, Cuba.

Luego de la puesta en marcha de la ECG, esta contribuye exitosamente al desarrollo del país con la producción de óxidos y sinter de níquel más cobalto, para la obtención de estos productos semielaborados ella cuenta con seis plantas de proceso continuo: Minado y Preparación de Mineral, Hornos de Reducción, Lixiviación y Lavado, Recuperación de Cobalto, Recuperación de Amoniac y Calcinación y Sinter, además de las plantas auxiliares de generación de vapor y tratamiento de aguas.

Esta Empresa colinda con el centro de investigaciones del níquel Capitán “Alberto Fernández Montes de Oca”, ubicado al norte del yacimiento de mineral en Punta Gorda, carretera Moa-Baracoa en el kilómetro seis. El cual se encarga de estudiar el proceso de reducción del mineral laterítico, y garantizar los diferentes parámetros con los que va a operar la industria en dependencia del mineral que se quiera alimentar, para dar estos resultados, las investigaciones se realizan con un año de antelación para el desarrollo sostenible de la industria del níquel al año siguiente, para esto el centro cuenta con una tecnología eficaz y un capital humano competente, con el objetivo de obtener el producto deseado. En 1976 surgió la idea de un proyecto para construir la Planta Piloto con tecnología Carbonato Amoniacal,

el diseño de esta planta era para cinco áreas fundamentales, con el objetivo de investigar lo relacionado con el procesamiento del mineral laterítico:

- Almacenaje del Mineral Húmedo, Secado y Molienda
- Reducción
- Lixiviación y Lavado
- Precipitación de cobalto
- Destilación de licor y recuperación de amoníaco

A pesar de la planta haber sido diseñada para cinco áreas, actualmente cuenta con las tres primeras, y tiene entre sus principales deficiencias el alto consumo energético, especialmente en las operaciones de secado, molienda y reducción del mineral, las cuales consumen más del 60 % de la energía total del proceso tecnológico, dentro de este porcentaje la mayor parte se consume en los Hornos Herreshoff, donde se emplea el fuel oil como reactivo químico, y debido a la combustión incompleta del mismo se crea una atmósfera reductora a base de monóxido de carbono e hidrogeno. También se emplea como aditivo para catalizar el proceso reductor, con lo que se logra el equilibrio térmico en la cinética de reducción del níquel y el cobalto.

Situación problemática:

La Empresa productora de níquel (ECG) para el año 2018 se planificó procesar minerales de los yacimientos Camarioca Este, Punta Gorda, Yagrumaje Norte y Yagrumaje Sur. Estos yacimientos han sido evaluados por separados a escala piloto en diferentes años: en el 2007 Punta Gorda, 2008 Yagrumaje Norte, 2012 Yagrumaje Norte y Yagrumaje Sur, 2015 Camarioca Este y 2016 Yagrumaje Norte, Yagrumaje Sur y Camarioca Este, pero no se conoce el comportamiento energético durante el proceso de reducción de la mezcla de los mismos, razón por la que se hace necesario una evaluación a escala piloto de una muestra tecnológica que incluya los cuatro yacimientos, la que deberá estar conformada según el porcentaje de participación previsto en la alimentación al proceso productivo de la empresa (ECG).

Por esta razón se define como **Problema a investigar:**

Insuficiente conocimiento del comportamiento energético del horno de reducción del mineral laterítico a escala piloto para dos regímenes de temperatura diferente.

Para solucionar este problema se plantea el siguiente **Objeto de estudio:**

El Horno Herreshoff a escala piloto del centro de investigaciones del níquel.

El **Campo de acción** donde se centra la investigación es en la metodología de los balances de masa y energía del horno de reducción de mineral laterítico a escala piloto.

Hipótesis:

Si se desarrolla el balance de masa y energía del horno de reducción del mineral laterítico a escala piloto, es posible determinar el comportamiento energético de la mezcla de estos cuatro yacimientos cuando se trabaja en regímenes de temperatura diferentes.

Objetivo general:

Determinar el comportamiento energético del horno Herreshoff a escala piloto para regímenes de temperatura diferentes.

Para dar cumplimiento al objetivo general se plantean los siguientes **Objetivos específicos:**

- Realizar una búsqueda bibliográfica relacionada con los antecedentes del tema a desarrollar.
- Determinar el comportamiento energético del horno de reducción a partir de los cálculos de los balances de masa y energía para dos regímenes de temperatura diferentes.
- Definir las principales pérdidas de energía y el consumo específico de combustible teórico.

Para lograr que se cumpla con los objetivos específicos, se plantean las siguientes

Tareas de investigación:

- Revisión bibliográfica de trabajos investigativos relacionados con el proceso de reducción del horno Herreshoff.
- Establecimiento de la metodología de cálculo de los balances de masa y energía
- Determinación del consumo teórico de combustible y las pérdidas de energía.

CAPÍTULO 1.
MARCO TEÓRICO
CONCEPTUAL

CAPÍTULO 1. MARCO TEÓRICO CONCEPTUAL

El objetivo de este capítulo es dar a conocer los principales elementos teóricos relacionados con el objeto de estudio y los aspectos fundamentales que rigen el proceso de reducción del mineral laterítico, para esto se realizó una amplia revisión bibliográfica de la temática en cuestión y se aprovecharon sus principales aportes y experiencias.

1.1 Generalidades del proceso de reducción

El proceso de reducción está encaminado a lograr una selectividad tal que permita máximas extracciones de níquel y mínima de hierro, por tal motivo que la fracción magnética es la que más favorece la lixiviación amoniacal. Este proceso es complejo, heterogéneo y ocurre en la interfase sólido-gas, la velocidad de reacción va a estar determinada principalmente por la difusión del gas al interior de las partículas de mineral, por la concentración de agentes reductores y la velocidad con que se han desalojado los productos de la reacción del seno de cada partícula. El mineral que se alimenta a este proceso es limonítico y serpentinitico, los cuales tienen sus diferencias en cuanto a su composición química, por tal motivo el tratamiento que se le da durante la operación de reducción también es diferente. (Castellanos, J. 1999)

El mineral limonítico caracterizado por su mayor contenido de hierro está formado por una serie de óxidos de hierro (Guilarte, 2011), ellos son:

- Hematita: Fe_2O_3
- Goethita: 2FeOOH
- Magnetita: Fe_3O_4
- Limonita: $\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$

➤ Cromita: $\text{FeO} \cdot \text{CrO}_3$.

En estos minerales se encuentra presente el níquel y su reducción es bastante sencilla, la cual se logra a menores temperaturas y se puede llevar a cabo a bajas concentraciones de agentes reductores (Castellanos, J. 1999)

Las extracciones de níquel a partir de este mineral limonítico son mayores que las que pueden ser obtenidas a partir de las serpentinas, con reducción hasta un 90 % de níquel, sin embargo en el mineral serpentínico la reducción no pasa de un 75 %, y su calentamiento es de suma importancia, ya que se ha verificado una correlación entre la velocidad de calentamiento durante la reducción y la liberación de agua combinada con el mineral, lo cual explica satisfactoriamente la razón de por qué cuando la velocidad de calentamiento es alta, la recuperación es pobre. (Campos, 2012).

Las moléculas de los silicatos complejos deben ir perdiendo el agua paulatinamente hasta el momento de su liberación total, que es cuando puede ser reducido el óxido de níquel presente en ellos. Si en ese momento la concentración de reductores no es suficiente, los óxidos componentes se reagrupan nuevamente formando silicatos, esta vez deshidratados muy difícil de descomponer. (Castellanos, J. 1999).

En el mineral serpentínico hay mayor contenido de silicio y magnesio, y está formado principalmente por silicatos hidratados, como son:

- Gentita: $2\text{NiO} \cdot 2\text{MgO} \cdot 3\text{SiO}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$
- Garnierita: $(\text{Ni} \cdot \text{Mg})\text{O} \cdot \text{SiO}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$
- Nepoutita: $3(\text{NiMg})\text{O} \cdot 2\text{SiO}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$

La capacidad calorífica del silicio y magnesio es más alta que la del níquel, por lo que se requiere aumentar la temperatura del horno, pues estos elementos tienden a enfriarlo. Con todo y eso no se logra una reducción efectiva por lo que los extractables se caen. La reducción de la serpentina ocurre en los hogares inferiores del horno.

En la planta se procede a aumentar la dosis de petróleo aditivo para que el proceso físico del craqueo sea más efectivo, se eleva la temperatura en los hogares

inferiores y en las cámaras se baja, lo cual permite que la combustión se más incompleta, aumentando el contenido de los gases reductores. La mezcla de ambos minerales (limoníticos y serpentíníticos) da una buena extracción, por lo que en la práctica se trabaja con una relación de (3:1), tres partes de limonita por una de serpentina donde se obtiene extractables por encima del 80 % (Campos, 2012).

Durante la reducción se producen pérdidas notables debido a la formación de estructura mineralógica de espinelas de hierro, olivinos y piroxenos que atrapan al níquel y cobalto en forma de óxidos y en menor grado en estado metálico, y la aparición de altos contenidos de hierro metálico en el mineral reducido, lo que trae como consecuencia que disminuya la extracción de níquel y cobalto en el proceso de lixiviación. Estas pérdidas se incrementan cuando se viola el perfil de temperatura y el perfil gaseoso dentro del horno, por estas razones es de suma importancia el control de la operación de los diferentes parámetros que influyen en el proceso de reducción.

1.2 Parámetros que influyen en el proceso de reducción

En la reducción del níquel y cobalto por la tecnología carbonato amoniacal se han identificado una serie de factores químicos-físicos que inciden significativamente en los índice actuales de eficiencias de recuperación de dichos metales, ellos son: temperatura, tamaño de partículas, concentración de gases reductores, características físico-químicas del mineral alimentado, tiempo de reacción o retención del mineral en el horno y la presión del gas reductor, a continuación se describen cada uno de ellos.

1.2.1 Composición de la Materia Prima

La composición química de la materia prima influye directamente en los resultados de la reducción. Atendiendo a esta se fijan las temperaturas en el horno y el régimen de calentamiento del mineral por ejemplo, cuando el mineral es serpentínítico o sea que su contenido de hierro sea bajo, el régimen de temperatura debe ser más alto, así como la concentración de reductores debe ser elevada para reducir el níquel en el momento del debilitamiento de los cristales por la expulsión de agua cristalina.

Para el mineral laterítico, las condiciones de reducción pueden ser menos severas ya que estos minerales se reducen a bajas temperaturas (500 °C).

1.2.2 Granulometría

Por este ser un proceso heterogéneo la granulometría influye determinantemente en los buenos resultados de reducción. Las reacciones ocurren fundamentalmente en la línea divisora 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 y será mayor el contacto entre las fases.

1.2.3 Influencia de la temperatura

La temperatura es un parámetro fundamental en todo el proceso pirometalúrgico, facilita la eliminación del agua libre, la descomposición térmica de las estructuras cristalinas y el desarrollo de las reacciones de reducción. El perfil térmico actual que se utiliza se trata que esté en correspondencia con las características del mineral, específicamente con los componentes químicos totales de la relación limonita/serpentina. El perfil de temperatura se mantiene mediante la utilización de quemadores de petróleo que se encuentran en las cámaras de combustión, aquí se trata de mantener una relación aire-petróleo que garantice la combustión incompleta, a la vez ayuda a enriquecer la atmósfera reductora dentro del horno.

Durante la operación del horno se debe mantener un incremento gradual de temperatura de arriba hacia abajo, que garantice un calentamiento para evitar una descomposición brusca de los minerales y que no se afecte la extracción del níquel (Chang, 1999).

1.2.4 Concentración de agentes reductores

Los gases utilizados en el proceso de reducción son obtenidos mediante la combustión incompleta del petróleo tecnológico en las cámaras del horno, y con el uso de petróleo aditivo, el que se mezcla con el mineral luego de ser secado. El contacto gas-mineral tiene lugar en las camas de mineral y en la caída de un hogar a otro donde se verifica aproximadamente el 60 % de las reacciones de reducción.

El perfil gaseoso, para un porcentaje fijo y predeterminado de petróleo aditivo, se controla con la variación de los flujos de aire y petróleo, y así mantener constante la relación aire-petróleo en la cámara. Una buena concentración del gas reductor también cataliza la velocidad de las reacciones.

1.2.5 Tiempo de retención

Este parámetro depende principalmente de la cantidad de hogares y en correspondencia con la velocidad del eje central, que depende a su vez de la posición de los dientes en los brazos que remueven y trasladan el mineral en los hogares desde el cero hasta el 16. La actual operación se realiza de forma tal que este parámetro se mantenga en el orden aproximadamente de los 90 minutos. En los momentos actuales, como está concebido el propio horno "Tipo Herreshoff", muchos especialistas coinciden en que es un parámetro de poca influencia tanto en la metalización de los componentes valiosos de níquel y cobalto, como para la metalización del hierro.

1.2.6 Presión

La presión en el interior del horno debe ser superior a la atmosférica para evitar la entrada de aire desde el exterior que pueda provocar la reoxidación del níquel, cobalto e hierro metalizado. La información de la presión en el horno se obtiene con una frecuencia de segundos, generalmente, estas se encuentran en el orden de:

Hogar Superior: 10 mm H₂O.

Hogar Inferior: 2 mm H₂O.

Cuando por deficiencias del proceso se obtienen valores de presión fuera de los rangos normados, puede el sello de seguridad del horno dispararse y los gases salen directamente a la atmósfera, en caso contrario significa que existe demasiada entrada de aire al horno, esto provoca una oxidación o reoxidación del mineral inicialmente descompuesto y reducido.

1.3 Transformaciones físico-químicas que ocurren en el proceso de reducción

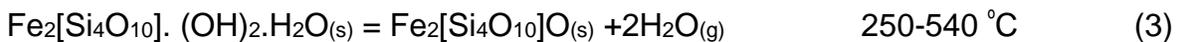
El Horno de Reducción se divide en tres zonas fundamentales:

- Calentamiento
- Transición
- Reducción

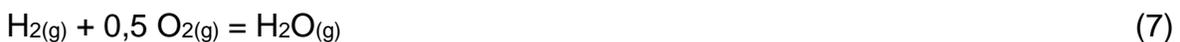
Seguidamente se da a conocer las principales transformaciones que sufre la mena alimentada en cada una de estas zonas.

1.3.1 Zona de calentamiento

La zona de calentamiento está comprendida entre los hogares del cero al seis, donde se alcanzan temperaturas de mineral en el rango de 95 a 590 °C. En esta primera zona ocurre el debilitamiento de la estructura cristalina de algunos de los compuestos o minerales que conforman la mena, dando lugar a las reacciones de descomposición de la Nontronita, Halloysita, Gibbsita y Goethita, simultáneamente se evapora el agua física de forma gradual; además puede ocurrir la reducción parcial adelantada de la magnetita y los óxidos de níquel y cobalto. A continuación se muestran las principales reacciones según lo planteado por (Chang, 1999).



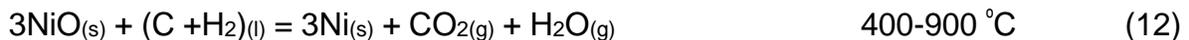
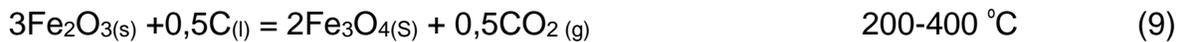
Para el sistema gas-petróleo aditivo, la temperatura de los gases en régimen de operación normal oscila, entre los 690 y 800 °C en los hogares cuatro y seis. A esta temperatura puede ocurrir la inflamación del petróleo, facilita una mezcla de monóxido de carbono e hidrógeno, como productos de interés para el proceso en cuestión. Por tanto, a partir de estos hogares será probable la ocurrencia de las reacciones siguientes:





En el sistema sólido-petróleo no catalítico aislado es posible la ocurrencia de la reducción de los óxidos de hierro, níquel y cobalto, ayudando al incremento de la productividad y eficiencia:

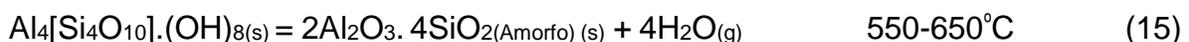
Las reacciones de reducción con petróleo aditivo en condiciones teóricas de reducción son las siguientes:



El agente reductor gaseoso se garantiza con el petróleo añadido al mineral de entrada al horno y con los gases productos de la combustión incompleta en las cámaras.

1.3.2 Zona de transición

En esta zona puede efectuarse la reducción parcial más la disociación de compuestos, la misma está comprendida desde el hogar siete al nueve y se manejan temperaturas de mineral en el rango de 600 a 625 °C. En esta segunda zona comienzan a disociarse los compuestos cuyos productos son amorfos, además ocurre la reacción del petróleo aditivo unido a los productos de la combustión en las cámaras, con la probabilidad elevada de ocurrencia de las reacciones de reducción análogas a las de la primera zona, pero en un grado de transformación mayor. A continuación se muestran las reacciones de disociación que ocurren:

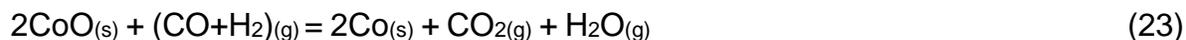
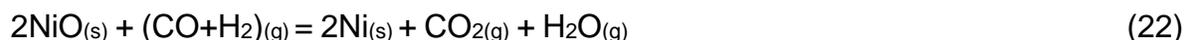
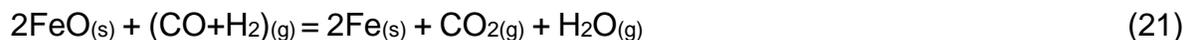
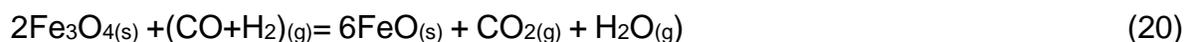
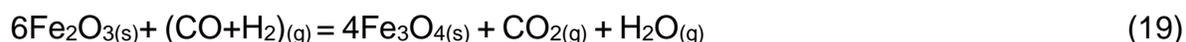


1.3.3 Zona de reducción

La zona de reducción está comprendida desde el hogar 10 al 15 con temperaturas del mineral en el orden de 660 a 760 °C. En esta tercera zona tiene lugar la disociación de la serpentina, la que pierde el agua de constitución estructural junto a la de los compuestos disociados de la misma como es el caso de la Forsterita, y la Enstatita, la cual compite con la reducción del óxido de níquel. Además de llevarse a cabo la reacción del 60 % de carbono en el petróleo aditivo y tecnológico, concluye de este modo la reducción de los óxidos de hierro, níquel y cobalto. A continuación se muestran las principales reacciones que ocurren:



Las reacciones de reducción de los óxidos de hierro, níquel y cobalto son:



1.4 Descripción del flujo tecnológico del horno de reducción a escala Piloto

El proceso de reducción de mineral en la planta piloto se realiza en un horno de soleras múltiples convencional (Herreshoff), compuesto por 17 hogares enumerados desde arriba hacia abajo desde el cero colocado en la parte superior del mismo (zona de alimentación), hasta el 16 situado en la parte inferior (zona de descarga), en los primeros hogares (cero al seis) el mineral sufre un proceso de deshidratación y calentamiento, le sigue una zona de transición, (reducción parcial y disociación), comprendida desde el hogar siete al nueve, mientras que la reducción fuerte comienza del hogar 10 en adelante. El mineral seco y fino proveniente del área de molienda se almacena en los silos conjuntamente con el polvo recuperado en el área de secado, seguidamente pasa al área de reducción,

la cual tiene como función pasar el mineral laterítico-serpentínico en forma de óxidos a estado metálico, dejándolos en óptimas condiciones para que el contenido de níquel y cobalto que el posee pueda ser pasado a estado de solución al ponerlos en contacto con una solución de carbonato-amoniaco. El mineral es introducido desde el hogar (H-0) después de añadirle el petróleo aditivo en la mezcladora de paletas y comienza a descender a medida que se pone en contacto con los gases reductores a contracorriente, lográndose que el mineral se seque, caliente y reduzca adecuadamente, esto se logra estableciendo un perfil de temperaturas dentro del horno y una concentración de monóxido de carbono e hidrógeno como gases reductores. Para ello, el horno dispone de dos cámaras de combustión ubicadas en el nivel del hogar 15 con quemadores de alta presión para la combustión incompleta del petróleo, cada cámara posee para la distribución de los gases al interior del horno un ducto mediante el cual los dispositivos llamados dámperes descargan los gases por los hogares siete, ocho, 10, 12, 14 y 15.

El horno cuenta con un eje central al cual se le articulan cuatro brazos en cada hogar, que tienen dispuestos dientes que facilitan el traslado del mineral de un hogar a otro, cuyo movimiento se realiza en forma de zigzag ya que los hogares pares descargan por la periferia y los impares por el centro.

Durante su paso por el horno, al mineral se le elimina el agua de cristalización y es reducido de los óxidos de níquel, cobalto e hierro a su estado metálico, bajo condiciones controladas de temperaturas y concentración de gases reductores, con el fin de reducir selectivamente la mayor cantidad de níquel y cobalto contenido en el mineral y la menor porción de hierro.

La operación del horno se complementa con la introducción de aire a los hogares cuatro y seis para la postcombustión de los gases que no intervienen en las reacciones de reducción y así disminuir las concentraciones de ellos en la chimenea.

Los gases de salida del horno pasan a un ciclón, el polvo atrapado se recircula de nuevo al horno a través del hogar (H-0) y el resto es lavado en un lavador tipo

“venturi- scrubber”, los gases son enviados a la atmósfera y el lodo a una piscina de colas.

El mineral reducido se enfría pasando sucesivamente por un transportador sinfín y un enfriador rotatorio para luego ser descargado al tanque de contacto perteneciente al área de lixiviación. En la figura 1 se muestra un esquema del Horno de Reducción a escala piloto.

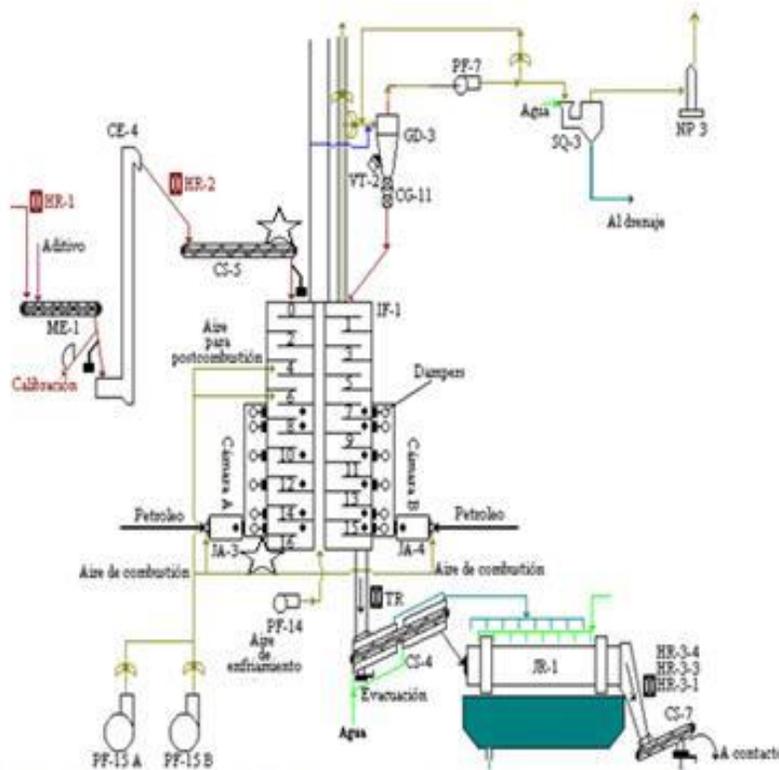


Figura 1. Esquema del flujo tecnológico del horno de reducción del Centro de Investigaciones del Níquel.

1.5 Trabajos precedentes

Para el desarrollo de este trabajo fue necesario realizar una búsqueda bibliográfica de los antecedentes relacionados con el tema a desarrollar, con el objetivo de adquirir y profundizar los conocimientos sobre las especificaciones del proceso de reducción y comprender más la metodología de cálculo para este proceso. De los trabajos relacionados con el tema en cuestión se pueden mencionar los siguientes:

Castellano J. et al., 1979 exponen que el sistema es heterogéneo debido a que la materia que lo compone se encuentra en diferentes estados de agregación. Las porciones físicamente distintas de un sistema heterogéneo se conocen con el nombre de fase y se encuentran separadas por límites definidos, en este caso el mineral constituye una fase sólida y los gases producto de la combustión incompleta la gaseosa.

Alepuz, H et al., 1993 realizan un trabajo sobre la introducción del petróleo aditivo en los hornos de reducción de la Empresa Ernesto Che Guevara, explican el efecto positivo del uso de este al incrementar la atmósfera reductora dentro del horno, lo que provoca un aumento de los extractables de níquel y cobalto, también describen las principales reacciones químicas que ocurren dentro del horno al emplear el petróleo mezclado previamente con el mineral que es alimentado al proceso de reducción. Este trabajo da una visión de la influencia del petróleo aditivo como catalizador de las reacciones de reducción.

Medrano Fernández, I y Ávila, R. 1995 realizan un balance de masa y energía planteando una relación limonita-serpentina (3:1) con el objetivo de establecer una metodología para regular el proceso de reducción. El balance se realizó cuando la tecnología usaba el gas pobre como reductor, en la actualidad esto no es así y se tomará en cuenta a la hora de realizar este balance. Este trabajo logró cumplir su objetivo fundamental pues la metodología de cálculo es válida para el control del proceso. La cual sirve de referencia para adecuarla a la que se empleará en este trabajo.

Chang, 1999 en el artículo publicado en la revista Minería -Geología expone las principales pérdidas de níquel dentro del horno por zona.

Zona de calentamiento: Las pérdidas de níquel provocada a la variación de la temperatura del mineral en esta zona en forma de espinelas $[\text{Ni}_x \text{Fe}_{(3-x)}\text{O}_4]$, óxidos de Fe $[\text{Ni}_{(1-\gamma)} \text{Fe}_\gamma\text{O}]$. Un efecto similar ocurre con las partículas menores de 0.0020 mm y en especial las de 0.0010 mm debido al efecto de recalentamiento provocado por la naturaleza de su superficie activa y su variación en el comportamiento termodinámico.

Zona de transición: Las pérdidas de níquel debido a la disociación de los minerales silicatados cuya formación de productos amorfos provoca una cristalización más temprana de estos minerales en forma de espinelas complejas de silicatos de aluminio y hierro dentro de los cuales se puede encontrar el NiO libre.

Zona de reducción: Las pérdidas de níquel debido a que el riesgo de la zona anterior se le suma la descomposición de los silicatos de magnesio representando una masa significativa que compite con la reducción de los otros compuestos. Las pérdidas con la masa de minerales del grupo de la serpentina y espinelas que no se descomponen totalmente en el tiempo de retención del mineral en el horno y por la insuficiente temperatura para que se efectúe dicha composición.

Alepuz, 1993 se refiere al estudio para el mejoramiento de los índices técnico-económicos del procesamiento de mineral en los hornos con tecnología PRIOR de la empresa "Comandante Ernesto Che Guevara". Se especifican datos sobre la tecnología para adaptarlos al nuevo sistema de trabajo y buscar mejores técnica-económicas que se adapten a la planta de hornos. En el trabajo realiza algunas reseñas sobre la influencia de los quemadores PRIOR en la parte operacional.

Alepuz, H et al. 1996 plantearon que la antracita es un combustible de mala calidad por su alta porosidad y bajo contenido de volátiles, por lo que se quema con dificultad y no puede usarse en las calderas diseñadas para petróleo y como reductor en los hornos, lo que fue evaluado hace muchos años a escala de banco y posteriormente a escala industrial.

Pérez, 2012 hace una investigación sobre la influencia del carbón bituminoso en el proceso de reducción del mineral laterítico a escala de banco para su posible utilización como agente reductor. Para ello se tomaron muestras de mineral en la descarga de los secaderos, de polvos en los transportadores de rastrillos y en la alimentación de los hornos de reducción.

Preval, 2014 presenta su trabajo con el propósito determinar el efecto de la homogeneización del mineral sobre los extractables de níquel y cobalto en el

proceso de reducción a escala piloto. Para ello sometió a la reducción muestras tecnológicas homogéneas a partir del método de Chevron, y otras sin homogeneizar, con condiciones tecnológicas semejantes.

Duy, 2013 desarrolló una metodología de cálculos de los balances de masa y energía, con el propósito de determinar los índices de consumo del gas natural como combustible empleado en los procesos de secado y tostación reductora, para la obtención de ferroníquel en Moa, a partir de la mezcla de minerales limonítico y saprolítico del territorio.

Guilarte, 2011 en su trabajo Reducción de níquel y cobalto en Horno de múltiples soleras, hace un estudio sobre la influencia de los principales parámetros operacionales que impiden incrementar el extractable de níquel y cobalto en el proceso de tostación reductora de los minerales de la planta Hornos de Reducción de la empresa “Comandante Ernesto Che Guevara”.

Campos, 2012 evalúa teóricamente la influencia del petróleo aditivo inyectado directamente a los sinfines de los Hornos de Reducción de la empresa “Ernesto Che Guevara”, en dependencia de la disponibilidad de cámaras, del extractable, así como el ahorro del portador energético. Esto lo analizó a través del método analítico de datos obtenidos del registro de operaciones de la planta, para esta prueba escogió los resultados del muestreo del trabajo real de 5 hornos en el mes de Mayo.

Álvarez, 2011 realiza un estudio a escala de banco del mineral que se alimenta a las plantas de Secaderos y Hornos de la Empresa “Comandante Ernesto Che Guevara”, con el objetivo de determinar el efecto de la homogenización en las extracciones de níquel y cobalto durante el proceso de reducción.

Cobas, 2017 presenta un balance de masa y energía realizado en el horno de reducción de la Planta Piloto del centro de investigaciones del níquel, con el objetivo de conocer donde ocurren las mayores pérdidas de energía en este equipo, las propuestas que se evalúan son: utilización de los gases de salida del horno de reducción en la cámara de secadero y la sustitución del aire de la post-combustión por el aire que sale por el eje central.

Rubio, 2011 desarrolló una metodología de cálculo dinámico de los balances de masa y energía del proceso de fundición para la obtención de ferroníquel, para determinar los grados de transformación de las reacciones de reducción de este proceso.

Córdova, 2013 determina 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 esto 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.

Blett, 2015 evaluó la reducción de mineral laterítico en el horno diez de la planta de Hornos de Reducción de la empresa “Comandante Ernesto Che Guevara”, donde determinó los aportes y consumos de energía mediante los balances de masa y energía.

Pantoja, 2008 realiza los balances de masa y energía con el objetivo de determinar el consumo de combustible para la reducción de los minerales oxidados de níquel en el horno de múltiples soleras, considerando dos variantes de cálculo: la primera para la combustión incompleta en las diez cámaras de combustión y la segunda considerando la combustión completa en las cámaras del hogar seis.

Escalona, 2008 realiza una investigación con el objetivo de estudiar el proceso de reducción de la empresa ECG, donde enfatiza en el tema del balance de masa y energía del horno de reducción de dicha entidad y desarrolla una metodología de cálculo por zona con el objetivo de determinar la variación del consumo de combustible de acuerdo a la calidad de la materia prima alimentada.

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 seca de la mena alimentada, composición mineralógica de la mena alimentada y la eficiencia del horno a partir de las transformaciones físico químicas en las diferentes zonas del equipo en el régimen de explotación normal.

Yarnangoré, 2014 en su investigación titulada: Balances de masa y de energía del proceso de calcinación del Carbonato Básico de Níquel en el Horno Tubular Rotatorio de la Empresa Comandante Ernesto Che Guevara de Moa, evalúa el índice de consumo del fuel oil y las pérdidas de calor ante diferentes condiciones operacionales, para facilitar la toma de decisiones y proponer alternativas técnicas que contribuyan a disminuir el índice de consumo de fuel oil del horno.

Chang, C. A, Arce M. J y Toirac M. M. (2005) realizan un estudio con el propósito de determinar los modelos que con mayor efectividad puedan predecir el extractable de níquel al variar la composición química-mineralógica de la mena que se alimenta a los Hornos Herreshoff. Se realizó en una loza (8 hornos) de la planta de Punta Gorda para turnos de ocho horas durante tres meses aproximadamente. Como resultado, se obtuvieron varios modelos multi-variables con efectividades de pronóstico del extractable de níquel superiores a 95 % para ser probados en el escalado hacia toda la Planta de Hornos.

Legrá, 2007 realizó un estudio sobre la separación de las fracciones +200 mm, homogeneización y validación de muestras tecnológicas de minerales especiales de Yagrumaje Oeste, utilizo la metodología desarrollada por especialistas del Centro de Investigaciones del Níquel, se obtuvieron grado de homogeneidad de 85,89 y 81,32 para el níquel y el hierro respectivamente; resultados determinantes por ser los análisis de estos elementos los de mayor precisión. El grado de homogeneidad alcanzado por la muestra tecnológica es varias veces superior al que logra la empresa "Comandante Ernesto Che Guevara" para el mineral de alimentación. Por los resultados de los análisis químicos la muestra tecnológica puede considerarse como un mineral limonítico, justificado fundamentalmente por su alto contenido de hierro y bajo contenido de SiO₂ y MgO. Esto debe conllevar a un incremento de las extracciones de níquel durante el proceso de reducción hasta un 3 %.

Conclusiones del Capítulo 1

- El proceso de reducción es heterogéneo y ocurre fundamentalmente en la interfase sólida y gaseosa, la velocidad de reacción va a estar determinada principalmente por la difusión del gas al interior de las partículas y por la concentración de agentes reductores.
- Los parámetros fundamentales que se controlan durante el proceso de reducción en el horno Herreshoff son: la temperatura y concentración de agentes reductores.
- Como resultado de la revisión bibliográfica, se concluyó que no existen trabajos relacionados con los balances de masa y energía en el horno de reducción de planta Piloto del Centro de Investigaciones del níquel para dos regímenes de temperatura.

CAPÍTULO 2.
MATERIALES Y
MÉTODOS

CAPÍTULO 2. MATERIALES Y MÉTODOS

Este capítulo tiene como objetivo exponer los materiales utilizados y los métodos que garantizan la evaluación adecuada de los resultados obtenidos en el desarrollo del trabajo.

2.1 Descripción de los materiales

A continuación se caracteriza cada uno de los materiales que se utilizó en el transcurso del trabajo, ellos son: la muestra tecnológica, el combustible y el horno Herreshoff,

2.1.1 Muestra tecnológica

La materia prima a utilizar en este trabajo es la validación de los resultados de análisis químico de la muestra tecnológica (MT) conformada por las menas de los cuatro yacimientos que se mencionan a continuación: Camarioca Este (CE), Punta Gorda (PG), Yagrumaje Norte (YN) y Yagrumaje Sur (YS), donde se tomaron aleatoriamente ocho muestras testigos de las muestras especiales, las que fueron llevadas a tres laboratorios analíticos externos, Pedro Sotto, Nicarotec y Geominera (Santiago).

La preparación de la (MT) fue ejecutada en dos etapas, en la primera se realizó la selección, extracción y mezcla de las menas, desarrollada por el Grupo de Matemática Aplicada y Procesamiento Avanzado de Datos y en la segunda se efectuó la pre-homogeneización y validación de la (MT), ejecutada por el Grupo Técnico y de Operaciones de la Planta Piloto. Posterior a la preparación de las mezclas en áreas de la mina de la ECG el material se trasladó hasta la plataforma exterior (área de pre-homogeneización) de la Planta Piloto, donde luego de remontado y reacomodado quedó conformada una pila de aproximadamente 22 m de largo por 3,5 m de alto.

El proceso de pre-homogeneización se efectuó empleando un método estandarizado internacionalmente (Chevrón), el cual consiste básicamente en la formación de pilas cónicas sucesivas, para lo que se emplea un apilador con regulación del dispositivo de descarga (pluma), en este caso tuvo la particularidad que esta operación se realizó utilizando un cargador frontal marca VOLVO con el que además se realizó el reacomodo de la pila de mineral. Posterior a la preparación de la muestra y el análisis químico, se obtuvieron los siguientes resultados que se exponen en la tabla 2.1.

Tabla 2.1 Análisis químico de la MT en laboratorios externos (certifico emitido por laboratorio analítico del CEDINIQ), %.

Estadígrafo	Ni	Co	Fe	SiO₂	MgO	Al₂O₃	Cr	Mn
Promedio	1,17	0,11	40,42	8,40	4,33	9,19	1,34	0,68
Máximo	1,18	0,11	41,31	8,50	4,50	9,25	1,39	0,68
Mínimo	1,17	0,10	40,42	8,26	4,14	9,08	1,29	0,67
Desviación estand.	0,00	0,00	0,31	0,09	0,11	0,06	0,03	0,00

2.1.2 Combustible

El combustible utilizado como aditivo durante el proceso de reducción en las cámaras de combustión del horno piloto fue un fuel oil (petróleo tecnológico) con características similares al empleado en los secaderos y hornos de reducción de la ECG. En la tabla 2.2 se muestra la composición química del mismo.

Tabla 2.2 Composición química del fuel oil, %.

S	C	H₂	N₂	O₂	H₂O	A
2,500	85,000	11,000	0,608	0,210	0,429	0,253

2.1.3 Horno de Reducción

- Diámetro interior: 2,51 m
- Altura: 11 m
- Construcción: Regular, con aislamiento refractario interior que forman los hogares.
- Consumo Específico de Petróleo en Cámaras: entre 90 y 100 kg/t de mineral.
- Cantidad de Cámaras de combustión: 2
- Espesor del revestimiento del horno: 0,25 m
- Suministro de aditivos: entre 2,5 y 3 %.
- Tiempo de residencia en el horno: entre 45 y 90 minutos.
- Temperatura del eje central: 110 °C
- Área efectiva: 25,73 m²
- Área por hogares pares: 1,41 m²
- Área por hogares impares: 1,51 m²

2.2 Descripción de los métodos

Este epígrafe tiene como objetivo describir el método que se utilizó para el trabajo, el cual consiste en desarrollar una metodología de cálculo para realizar los balances de masa y energía; tomando como base los aportes de los trabajos precedentes.

2.2.1 Metodología de cálculo empleada para el Balance de Masa

El balance de masa se realiza con el objetivo de contabilizar los flujos de sustancias que entran y salen del proceso de reducción, y uno de los pasos más importante de esta metodología es la caracterización del sistema material que se representa a continuación en la figura 2.1, en este se observa que el horno de reducción de mineral laterítico se carga por la parte superior, donde se alimenta la materia prima más el petróleo aditivo, además se le inyecta aire con un 62 % de oxígeno para lograr una combustión incompleta en las cámaras que es lo que se quiere, a la salida se obtienen los minerales reducidos y los gases tecnológicos enriquecidos con unas pérdidas irreversibles de materia prima.

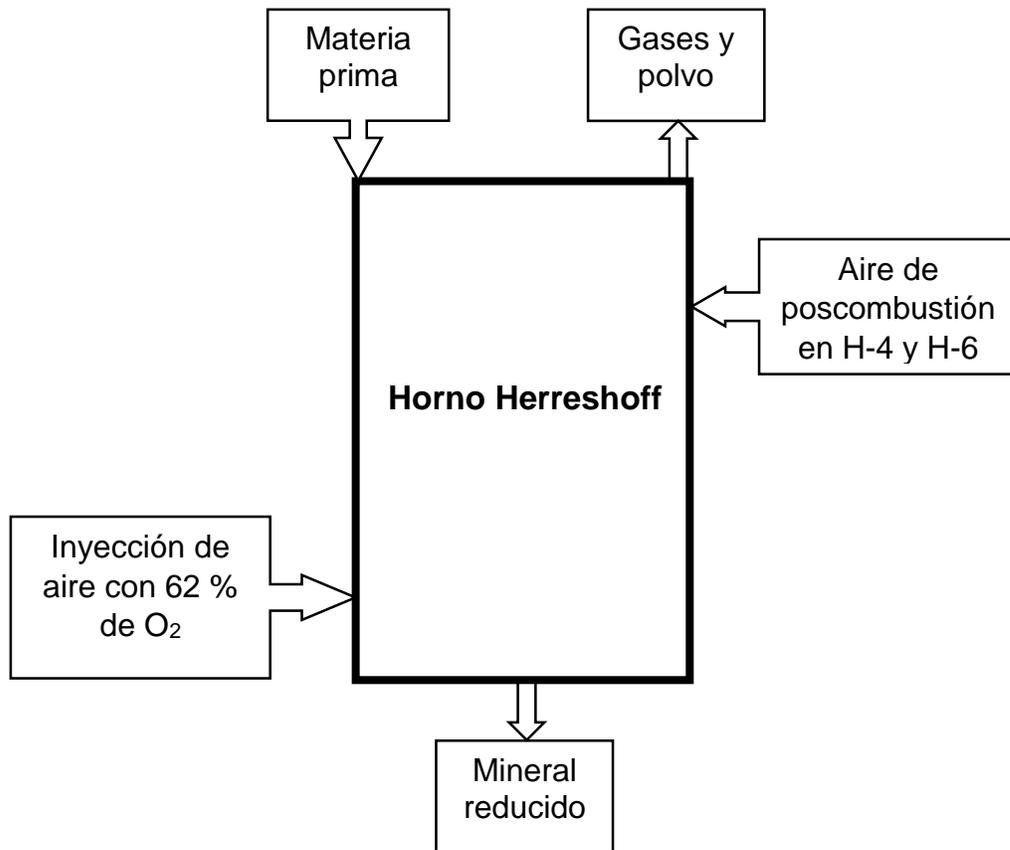


Figura 2.1 Flujo de materiales que entran y salen del horno de múltiples soleras a escala piloto.

Luego de conocer los flujos de entrada y salida al horno a través de la caracterización del material, a continuación se describen las tres leyes principales que hay que tener presente en el desarrollar de la metodología de cálculo del balance de masa, la misma se utiliza de igual forma para calcular cada régimen de trabajo.

Ley de conservación y transformación de la masa

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

$$m_{M.P} = m_{producto} + m_{acumulación} \quad (24)$$

Análisis de unidades

$$m_{MP} = kg + kg = kg$$

donde:

m_{MP} : masa de la materia prima alimentada al horno, (kg);

$m_{product}$: masa del producto que se reduce, (kg);

$m_{acumulada}$: masa acumulada durante el proceso, (kg).

Ley del mineral

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.

$$ley_{metal} = \frac{m_{metal}}{m_{M.P}} \cdot 100 \% \quad (25)$$

Si se despeja la masa del metal de la ecuación 25, se tiene que:

$$m_{metal} = \frac{ley_{metal} \cdot m_{M.P}}{100 \%}$$

Análisis de unidades

$$m_{metal} = \frac{\% \cdot kg}{\%}$$

$$m_{metal} = kg$$

donde:

ley_{metal} : porciento de metal que hay en la materia prima inicial, (%);

m_{metal} : masa de metal que se desea calcular, kg;

$m_{M.P}$: masa de la materia prima alimentada, kg.

Ley de equivalencia másica

$$m(Me) = \frac{n(Me) \cdot P(Me)}{n(Me_n N_m) \cdot MM(Me_n N_m)} \cdot m(Me_n N_m) \quad (26)$$

Análisis de unidades

$$m_{(Me)} = \frac{mol \cdot kg / kmol}{mol \cdot kg / kmol} \cdot kg$$

$$m_{(Me)} = kg$$

donde:

$m_{(Me)}$: masa del metal que se quiere calcular, (kg);

$m_{(Me_nN_m)}$: masa del compuesto, (kg);

$P_{(Me)}$: masa molar del metal, kg/kmol;

$MM_{(Me_nN_m)}$: masa molar del compuesto, kg/kmol.

Metodología de cálculo de la materia prima seca

Con el apoyo en los datos de la composición química y mineralógica de la mezcla de mineral y del análisis previo del sistema material, se realiza el primer paso del establecimiento de la base de cálculo del balance para 100 kg de materia prima alimentada, a través del cálculo de la composición 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, MnO₂, SiO₂libre) a partir de la ecuación 25 y 26.
- Paso 2: Determinar la masa de cromo que hay en la cromo-espinela a partir del porcentaje de este metal en la materia prima inicial a partir de la ecuación 25.
- Paso 3: Determinar la masa de cromo-espinela a partir de la masa de cromo que hay en el mineral, se utiliza la ecuación 26.
- Paso 4: Una vez determinada la masa de magnesio que hay en la cromo-espinela, se pasa a calcular la masa de magnesio en la serpentina porque solamente hay magnesio en estos dos minerales, esto se realiza restándole a la masa de magnesio inicial la masa de magnesio que hay en la cromo-espinela.

- Paso 5: Ya obtenida la masa de magnesio en la serpentina, se calcula la masa de serpentina y los demás compuestos que la integran a partir de la ecuación 26.
- Paso 6: Determinar la masa de los demás elementos superiores y sus compuestos a partir de la ecuación 26, como son la goethita, gibbsita, halloysita y nontronita.

Una vez terminada la metodología de cálculo para los elementos y compuestos de la materia prima seca, se pasa a determinar la composición racional de la materia prima húmeda, por lo que se hace necesario calcular por separado la masa de agua libre que trae la materia prima.

Metodología de cálculo de la masa de agua libre en la materia prima

El mineral alimentado al horno de reducción trae una humedad que varía entre tres y cinco por ciento de agua, por tanto se necesita determinar la masa de agua libre contenido en la mena a partir de la expresión 27.

$$W = \frac{\% H_2O \cdot 100}{(100 - \% H_2O)} \quad (27)$$

donde:

W: masa de agua que hay en la materia prima inicial, (kg);

% H₂O: Porcentaje de humedad que trae el mineral después de ser secado, (%);

100: masa total de la materia prima inicial, (kg).

Metodología de cálculo del Petróleo Aditivo

Esta metodología de cálculo se desarrolló a partir de la composición química del petróleo aditivo que se da en la tabla 2.2 y el porcentaje de carbono que hay en el mineral, ya conocido estos datos se realiza el siguiente procedimiento de cálculo para determinar la composición racional másica de este petróleo.

Paso 1: Determinar la masa de carbono que hay en 100 kg de mineral a partir de la siguiente ecuación:

$$m_{C_{\text{mineral}}} = \frac{\% C_{\text{mineral}} \cdot 100}{(100 - \% C_{\text{mineral}})} \quad (28)$$

donde:

$m_{C_{\text{mineral}}}$: masa de carbono en el mineral que se desea calcular, kg;

$\% C_{\text{mineral}}$: Es el porcentaje de carbono que hay en el mineral (2,5), %;

100: Es la masa total de la materia prima inicial, kg.

Paso 2: calcular la masa total de petróleo aditivo.

$$m_{P.A} = \frac{m_{C_{\text{mineral}}} \cdot 100}{\% C_{P.A}} \quad (29)$$

donde:

$m_{P.A}$: masa de petróleo aditivo que se desea calcular, kg;

$\% C_{P.A}$: porcentaje de carbono que hay en la composición química del P.A, %.

Paso 3: Una vez determinada la masa del petróleo aditivo, se procede a calcular la composición racional este a través de la ecuación 30, el procedimiento se realiza de la misma manera para cada uno de los elementos que lo componen.

$$m_{\text{elemt}} = \frac{m_{P.A} \cdot \% \text{element.P.A}}{100} \quad (30)$$

donde:

m_{elemet} : masa del elemento que se desea calcular, kg;

$\% \text{element P.A}$: porcentaje del elemento que hay en la composición química del petróleo aditivo, %.

Paso 4: Calcular la composición racional másica de los gases productos de la reacción del petróleo aditivo, para esto es necesario asumir la oxidación primaria del carbono y el azufre producto de su interacción con el mineral, donde se forma gas reductor CO y SO₂ respectivamente, estos cálculos se realizaron a partir de la ecuación 26.

Paso 5: Determinar el volumen de los gases productos generados por la reacción del petróleo aditivo a través de la siguiente ecuación:

$$V_{(X)} = \frac{V_m \cdot m_{(X)}}{M_{(X)}} \quad (31)$$

donde:

$V_{(X)}$: volumen del gas, m³;

V_m : volumen que ocupa el gas en condiciones normales, 22,4 m³/kmol;

$M_{(X)}$: masa molar del gas, kg/kmol;

$m_{(X)}$: masa del gas, kg.

Metodología de cálculo del petróleo tecnológico

Este cálculo fue desarrollado para 1 kg de combustible, donde se utilizó la siguiente metodología de cálculo que se describe a continuación:

Paso 1: Determinar la composición racional másica del petróleo tecnológico a partir de la siguiente ecuación:

$$m_{(EPT)} = \frac{m_{PT} \cdot \%_{(EPT)}}{100} \quad (32)$$

donde:

$m_{(EPT)}$: masa del elemento en el petróleo tecnológico, kg;

$\%_{(EPT)}$: porcentaje del elemento en el petróleo tecnológico, %;

m_{PT} : masa del petróleo tecnológico, kg.

Paso 2: Calcular la masa de oxígeno que se necesita para cada una de las reacciones de combustión completa, para esto se asume que el carbono, hidrógeno y azufre deben reaccionar teóricamente con el 100 % de O₂, combustionándose totalmente, esta masa se determina a partir de la ecuación 26.

Paso 3: Realizar los cálculos correspondientes para las reacciones de combustión incompleta que realmente es lo que ocurre en el horno con un suministro del 62 % de aireación, esto se realiza a partir de la ecuación 26 después de haber

multiplicado la masa de oxígeno que se necesita para cada reacción por el porcentaje de oxígeno que se necesita para la combustión incompleta en las cámaras y la formación de gases reductores.

Reacciones de combustión incompleta



Paso 4: Determinar el volumen de los gases productos generados por las reacciones de combustión incompleta, para esto se hace uso de la ecuación 31.

Paso 5: Recalcular los porcentaje de CO, CO₂ y H₂ en los gases de salida de las reacciones de combustión incompleta, para ello se utilizaron las siguientes ecuaciones:

$$V_{(R.G)} = \%_G \cdot \frac{V_{T.G}}{100} \quad (36)$$

donde:

$V_{(R.G)}$: volumen recalculado del gas, m³;

$\%_G$: porcentaje del gas, %;

$V_{(T.G)}$: volumen total de gases calculados, m³.

$$m_{(G)} = V_{(R.G)} \cdot \frac{M_G}{V_{(m)}} \quad (37)$$

donde:

M_G : masa molar del gas, kg/kmol;

m_G : masa del gas, kg;

$V_{(m)}$: Volumen que ocupa el gas en condiciones normales, 22,4 m³/kmol.

Metodología de cálculo del mineral reducido

Se asume que un 96 % de la masa de cada elemento respecto a la mena inicial se encuentra dentro del horno para transformarse en las distintas fases del proceso de

reducción hasta llegar al producto final (mena reducida), el otro 4 % se va con el arrastre de polvo por los gases de salida en chimenea, conocido esto, se procede al cálculo de la masa de cada elemento que compone a la materia prima, por lo que es necesario hacer uso de la ecuación 38 que se emplea de igual forma para todas las reacciones de disociación (1, 2, 3, 4, 14, 15, 16 y 17), luego de calcular esta masa que va a intervenir en el proceso para transformarse, se calcula la masa de los demás compuestos en los que se disocian las reacciones a partir de la ecuación 26.

$$m_{(E)} = m_{(E)M.P} \cdot \frac{\% R}{100} \quad (38)$$

donde:

$m_{(E)}$: masa del elemento que se va a calcular, kg;

$m_{(E)M.P}$: masa del elemento que hay en la materia prima, kg;

% R: por ciento de mineral dentro del horno respecto a la mena inicial.

Luego de realizar este cálculo para los minerales disociados se pasa a calcular la masa de cada elemento y compuesto de las reacciones de reducción que van a estar dentro del horno a partir de la ecuación 38, luego de conocer esta masa que va a intervenir en el proceso de reducción, se hace uso de la ecuación 26 y se calcula la masa de los demás compuestos que intervienen en las reacciones de descritas en las ecuaciones (19, 20, 21, 22 y 23).

Estas reacciones de reducción y disociación se encuentran representadas en el epígrafe 1.3.1, 1.3.2 y 1.3.3 del Capítulo 1.

Metodología de cálculo del polvo arrastrado por los gases

Como todos conocemos en las industrias metalúrgicas siempre hay un arrastre de polvo con los gases de salida, el cual varía entre tres y cinco por ciento, para este cálculo se asume que el arrastre de polvo va a ser de un 4 % respecto a la composición inicial de la materia prima, por lo que se aplica la siguiente ecuación para determinar la masa de polvo que se pierde respecto a la mena inicial.

$$m_{(EP)} = m_{(EMP)} \cdot \frac{\% P}{100} \quad (39)$$

donde:

$m_{(EP)}$: masa del elemento en el polvo que se va a calcular, kg;

$m_{(EMP)}$: masa del elemento en la materia prima inicial, kg;

% P: porciento de polvo arrastrado con los gases.

Metodología de cálculo de los gases de salida del horno

Para este cálculo es necesario definir los diferentes gases que se generan durante todo el proceso de reducción, los mismos son mencionados a continuación:

- Gases productos de las reacciones del petróleo aditivo y tecnológico.
- Gases productos de las reacciones de disociación.
- Gases productos de las reacciones de reducción.
- Gases productos de las reacciones de postcombustión.

Para el cálculo de cada uno de los gases anteriormente, se utilizó la ecuación 26 y para obtener la masa total de gases que sale por la chimenea del horno, se empleó la siguiente ecuación:

$$m_{(T.G)} = m_{(T.G)P.A} + m_{(T.G)P.T} + m_{(T.G)R.D} + m_{(T.G)R.R} + m_{(T.G)R.PC} \quad (40)$$

donde:

$m_{(T.G)}$: masa total de gases calculada, kg;

$m_{(T.G)P.A}$: masa total de gases en el petróleo aditivo, kg;

$m_{(T.G)P.T}$: masa total de gases en el petróleo tecnológico, kg;

$m_{(T.G)R.D}$: masa total de gases en las reacciones de disociación, kg;

$m_{(T.G)R.R}$: masa total de gases en las reacciones de reducción, kg;

$m_{(T.G)R.PC}$: masa total de gases en las reacciones de postcombustión, kg.

Una vez terminado los cálculos correspondientes con la composición racional másica de todos los materiales que entran y salen del horno, se confecciona la tabla

general del balance de masa, para luego verificar si se cumple o no el concepto de materia descrito por la ecuación 24.

2.2.2 Metodología de cálculo empleada para el Balance de Energía

El balance de energía se realiza para contabilizar los calores que se suministran y se consumen en el horno, lo que se fundamenta por la ley de conservación y transformación de la energía que se describe a continuación, para una mejor comprensión de esta ley es necesario realizar un esquema que represente las principales fuentes de energía que entran, salen y se consumen en el horno, tal y como se ve en la figura 2.2.

Ley de conservación de la energía

$$\sum Q_{entrada} = \sum Q_{sal} + \sum Q_{perd} \quad (41)$$

Análisis de unidades

$$\sum Q_{entrada} = kJ + kJ = kJ$$

donde:

$\sum Q_{entrada}$: Sumatoria de los calores que entran al proceso, (kJ);

$\sum Q_{sal}$: Sumatoria de los calores que salen del proceso, (kJ);

$\sum Q_{perd}$: Sumatoria de los calores de pérdidas del proceso, (kJ).

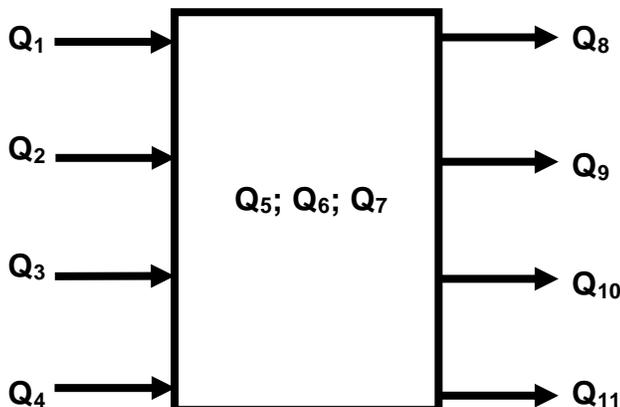


Figura 2.2 Distribución de los calores de entrada y salida del horno Herreshoff.

donde:

Índices de entrada

Q₁: Calor aportado por la combustión del petróleo tecnológico.

Q₂: Calor físico del aire en cámaras de combustión.

Q₃: Calor sensible del petróleo en las cámaras.

Q₄: Calor sensible de la materia prima que entra al horno sin humedad.

Q₅: Calor aportado por las reacciones exotérmicas.

Calores útiles

Q₆: Calor aportado por las reacciones endotérmicas.

Q₇: Calor de calentamiento y evaporación del agua.

Q₈: Calor del mineral reducido.

Pérdidas de energía

Q₉: Calor sensible de los gases de salida por la chimenea.

Q₁₀: Calor sensible del polvo.

Q₁₁: Calor de pérdidas al medio ambiente (revestimiento, orificios y cámaras).

Luego de identificar las principales fuente de aporte y consumo de energía, se procede a describir la metodología de cálculo para determinar cada uno de ellos, la cual se realizó siguiendo la metodología planteada por Chang en el Power Point: Aplicación de la teoría integral al horno de soleras múltiples para la reducción de menas lateríticas (Proceso Energético) que se encuentra en los documentos PP: Balance y Ecuaciones generales, Balance Energía. Tipos de ecuaciones.

Metodología de cálculo para el calor aportado por la combustión del petróleo tecnológico

De acuerdo a lo escrito por Chang en el Power Point antes mencionado, se puede plantear que para la combustión incompleta de un combustible líquido se puede calcular la energía real aportada por la expresión siguiente.

$$Q_1 = 0,99X \cdot [PCI - 12151 \cdot V_{gc} \cdot f(\text{CO})_{\text{salida}}] \quad (42)$$

donde:

Q_1 : Calor aportado por la combustión incompleta del petróleo, kJ/h;

X : Flujo másico de petróleo, (kg/h);

0,99: Significa el 1 % de pérdidas mecánicas por la combustión incompleta;

PCI: Poder calórico inferior, kJ/kg;

12151: Calor de combustión de la mezcla, kJ/m³;

V_{gc} : Volumen de los gases de combustión, desprendido al quemarse cada kg de fuel-oil, m³/kg;

$f(\text{CO})_{\text{sal}}$: Fracción de CO en los gases de salida de la cámara de combustión: ($f(\text{CO}) = \% \text{CO} / 100$).

Análisis de unidades

$$\frac{kg}{h} \cdot \left(\frac{kJ}{kg} - \frac{kJ}{m^3} \cdot \frac{m^3}{kg} \right) = \frac{kJ}{h}$$

Metodología de cálculo para el calor físico del aire en cámaras de combustión

$$Q_2 = V_a \cdot C_{p \text{ aire}} \cdot T_{E \text{ aire}} \quad (43)$$

donde:

Q_2 : Calor físico del aire en cámaras de combustión, kJ/h;

V_a : Flujo de aire total, m³/h;

C_{pa} : Capacidad calorífica del aire, kJ/m³.°C;

$T_{E \text{ aire}}$: Temperatura de entrada del aire, °C.

Análisis de unidades

$$\frac{m^3}{h} \cdot \frac{kJ}{m^3 \cdot ^\circ C} \cdot ^\circ C = \frac{kJ}{h}$$

Metodología de cálculo para el calor sensible del petróleo en cámaras

$$Q_3 = X \cdot C_{P \text{ pet}} \cdot T_{E \text{ pet}} \quad (44)$$

donde:

Q₃: Calor sensible del petróleo en las cámaras, kJ/h;

X: Flujo másico de petróleo, (kg/h);

C_{Ppet}: Capacidad calorífica del petróleo, kJ/kg. °C;

T_{E aire}: Temperatura de entrada del petróleo, °C.

Análisis de unidades

$$\frac{kg}{h} \cdot \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \cdot ^\circ C = \frac{kJ}{h}$$

Metodología de cálculo para el calor sensible de la materia prima seca

$$Q_4 = (M_{M.P \text{ inic}} - m_{H_2O \text{ libre}}) \cdot C_{P \text{ esp MP}} \cdot T_{MP} \quad (45)$$

donde:

Q₄: Calor sensible de la mena tecnológica seca, kJ/h;

M_{MPinic}: masa de materia prima inicial, (kg/h);

m_{H₂O libre}: masa de agua libre en la materia prima inicial, kg;

C_{P esp MP}: Capacidad calorífica de la materia prima, kJ/kg. °C;

T_{MP}: Temperatura de entrada de la materia prima, °C.

Análisis de unidades

$$\frac{kg}{h} \cdot \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \cdot ^\circ C = \frac{kJ}{h}$$

Metodología de cálculo para el calor aportado por las reacciones exotérmicas y endotérmicas

$$Q_n = \Delta H_{reacc} \cdot \frac{m_{comp}}{n_{comp} \cdot M_{comp}} \quad (46)$$

donde:

Q_n : Calor aportado por las reacciones exotérmicas o endotérmicas, kJ/h;

ΔH_{reacc} : Calor de la reacción exotérmica o endotérmica, kJ/mol;

M_{comp} : masa molar del compuesto exotérmica o endotérmica, kg/kmol;

n_{comp} : cantidad de sustancia del compuesto exotérmica o endotérmica, kmol;

m_{comp} : masa del compuesto transformado exotérmica o endotérmica, kg/h.

Análisis de unidades

$$\frac{kJ}{mol} \cdot \frac{kg}{h} \cdot \frac{kmol}{kg} \cdot \frac{mol}{kmol} = \frac{kJ}{h}$$

Metodología de cálculo para el calor consumido para evaporar el agua libre con los minerales

$$Q_7 = m_{H_2O} \cdot C_{P_{H_2O}} \cdot (t_{eb} - t_e^M) + m_{H_2O} \cdot \lambda_{evap.H_2O} \quad (47)$$

donde:

Q_7 : calor consumido para evaporar el agua libre con los minerales, kJ/h;

m_{H_2O} : masa total de agua, kg/h;

$C_{p_{agua}}$: Capacidad calorífica media del agua, kJ/kg. °C;

λ_{H_2O} : calor específico de cambio de estado, kJ/kg.

Análisis de unidades

$$\frac{kg}{h} \cdot \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \cdot ^\circ C + \frac{kg}{h} \cdot \frac{kJ}{kg} = \frac{kJ}{h}$$

Metodología de cálculo para el calor sensible del mineral reducido

$$Q_8 = m_{M.R} \cdot C_{P_{esp MR}} \cdot T_{MR} \quad (48)$$

donde:

Q_8 : Calor sensible del mineral reducido, kJ/h;

m_{MR} : masa del mineral reducido, kg/h;

$C_{p_{esp MR}}$: Capacidad calorífica del mineral reducido, kJ/kg. °C;

T_{MR} : Temperatura del mineral reducido, °C.

Análisis de unidades

$$\frac{kg}{h} \cdot \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \cdot ^\circ C = \frac{kJ}{h}$$

Metodología de cálculo para el calor sensible de los gases salientes del horno

$$Q_9 = V_g \cdot C_{p_g} \cdot t_{salida,g} \quad (49)$$

donde:

Q_9 : calor sensible de los gases salientes, kJ/h;

V_g : es la suma del volumen de todos los gases (combustión + tecnológico), incluyendo el N_2 del aire de post-combustión, m^3/h ;

C_{p_g} : es la capacidad calorífica de los gases, kJ/ $m^3 \cdot ^\circ C$;

$t_{sal.g}$: es la temperatura de salida de los gases, °C.

Análisis de unidades

$$\frac{m^3}{h} \cdot \frac{kJ}{m^3 \cdot ^\circ C} \cdot ^\circ C = \frac{kJ}{h}$$

Metodología de cálculo para el calor sensible del polvo arrastrado por los gases

$$Q_{10} = m_p \cdot C_{p_p} \cdot t_{sal,p} \quad (50)$$

donde:

Q_{10} : calor sensible del polvo arrastrado por los gases salientes, kJ/h;

m_p : masa total del polvo, kg/h;

C_{p_p} : es la capacidad calorífica del polvo, kJ/kg. °C;

$t_{sal.p}$: es la temperatura de salida del polvo, °C.

Análisis de unidades

$$\frac{kg}{h} \cdot \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \cdot ^\circ C = \frac{kJ}{h}$$

Metodología de cálculo para el calor perdido al medio ambiente (revestimiento, orificios y cámaras)

$$Q_{11} = Q_{rev} \cdot Q_{orif} \cdot Q_{cam} \quad (51)$$

donde:

Q_{11} : calor perdido hacia el medio ambiente, kJ/h;

Q_{rev} : calor perdido por el revestimiento del horno, kJ/h;

Q_{orif} : calor perdido por los orificios del horno, kJ/h;

Q_{cam} : calor perdido a través de las cámaras, kJ/h.

La pérdida de calor a través de las paredes, cámaras y orificios, se determinó para una pared cilíndrica de múltiples capas teniendo en cuenta la temperatura real en cada zona, así como el diámetro interior y exterior que representa cada capa en el horno, el espesor y el coeficiente de conductividad térmica de cada una de ellas.

Metodología de cálculo del calor perdido por el revestimiento y cámaras

$$Q_{rev.cam} = \frac{2\pi \cdot L \cdot (T_{int} - T_{ext})}{\sum \frac{1}{\lambda} \ln \frac{d_{ext}}{d_{int}}} \cdot t_b \quad (52)$$

donde:

$Q_{rev.cam}$: Calor perdido por el revestimiento o cámaras, kJ/h;

L: longitud total del revestimiento o cámara, m;

λ : coeficiente de conductividad térmica del revestimiento o cámaras, W/m. $^\circ$ C;

t_b : tiempo de balance, 3600 s.h $^{-1}$;

T_{int} : temperatura interior en las cámaras o revestimiento, K;

T_{ext} : temperatura exterior en las cámaras o revestimiento, K;

d_{int} : diámetro interior en las cámaras o revestimiento, m;

d_{ext} : diámetro exterior en las cámaras o revestimiento, m.

Análisis de unidades

$$m \cdot ^\circ C \cdot h \cdot \frac{W}{m \cdot ^\circ C} = W \cdot h = \frac{J}{s} \cdot h \cdot \frac{1 \text{ kJ}}{1000 J} \cdot \frac{3600 s}{1 h} = \text{kJ}$$

Para determinar el coeficiente de conductividad térmica de las capas del horno primeramente se calcula la temperatura promedio que existe entre cada una de ellas, partiendo de la temperatura interna real y la externa, los demás valores se asumen de acorde a la media entre capas. Las ecuaciones de los coeficientes de conductividad térmica se tomaron del libro de Chang y Yuzhaninov, 1997.

Metodología de cálculo para el calor perdido por los orificios del horno

$$Q_{orif} = \phi \cdot C_o \cdot (T/100)^4 \cdot F_{orif} \cdot n_{orif} \cdot t_b \quad (53)$$

donde:

Q_{orif} : calor perdido por los orificios, kJ/h;

ϕ : coeficiente de forma del orificio (0,2-0,5);

C_o : constante de Stefan Boltzman, kW/(m².K⁴);

$F_{orificio}$: área del orificio abierto (2,2 10⁻⁴ m²);

T: Temperatura interior de la cámara, K;

n: número de orificios en las condiciones reales de operación del horno.

Análisis de unidades

$$\frac{\text{kW}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}^4} \cdot \text{K}^4 \cdot \text{m}^2 \cdot \text{h} = \text{kW} \cdot \text{h} = 3,6 \cdot 10^3 \text{kJ}$$

Conclusiones del Capítulo 2

- Con la caracterización de los materiales empleados se establecieron las bases de cálculo para el desarrollo de los balances de masa y energía en el proceso de reducción.
- La metodología de cálculo para la realización de los balances de masa y energía, estuvo acorde con las utilizadas por otros investigadores

CAPÍTULO 3.

ANÁLISIS DE LOS

RESULTADOS

CAPÍTULO 3. ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS

En este capítulo se hace un análisis detallado de los principales resultados obtenidos durante el desarrollo de la metodología de cálculos correspondientes a los balances de masa y energía, con el objetivo de evaluar el consumo teórico de combustible en el proceso de reducción para una mezcla de mineral laterítico, donde se utilizaron datos teóricos (tomados de libros) y prácticos (tomados de la última prueba en la planta piloto del CEDINIQ). A continuación se contabiliza por separado a través de tablas y figuras cada uno de estos resultados con su respectivo análisis.

3.1 Análisis químico de la muestra tecnológica alimentada

A continuación se muestran los valores promedios de la composición química del mineral alimentado al horno. De los resultados presentados en la tabla 3.1 se puede decir que: existió estabilidad en el mineral alimentado durante la campaña de optimización, siendo similares las concentraciones de los diferentes elementos que integran a la muestra tecnológica, también se puede decir que la humedad promedio del mineral alimentado al horno durante el RTB resultó ligeramente por debajo del rango planificado (3 a 5 %), mientras que la del RTA cumplió con el rango establecido. Los resultados generales de esta composición química, se recopilan en los anexos 2 y 3.

Tabla 3.1 Composición química del mineral alimentado al horno

Regímenes de temperatura	Composición química de mineral alimentado al horno (%)								
	Ni	Co	Fe	MgO	SiO ₂	Al ₂ O ₃	H ₂ O	M.P (t/h)	P.A %
RTB	1,17	0,10	38,92	3,15	7,70	7,92	2,85	0,748	2,45
RTA	1,17	0,10	41,45	3,40	6,80	8,37	3,42	0,749	2,49

donde:

RTB: régimen térmico bajo.

RTA: régimen térmico alto.

3.2 Condiciones de operación mantenidas en el horno durante la campaña

A continuación en la tabla 3.2 se dan a conocer los resultados de las condiciones de operación promedio mantenidas en el horno durante la campaña. Haciendo una comparación entre ambos regímenes, se observa que existió diferencia en cuanto al consumo específico de petróleo en cámaras, siendo superior en el RTA, lo que se atribuye a problemas operacionales. Los resultados generales de las condiciones de operación promedio mantenidas en el horno se encuentran en los anexos 4 y 5.

Tabla 3.2 Condiciones de operación promedio mantenidas en el horno

Régimen	CEPC (kg/t)	Temp. cámara A (°C)	Temp. cámara B (°C)	Perfil térmico del horno (°C)		
				H-6	H-13	H-15
RTB	141	1 375	1 398	773	715	735
RTA	172	1 375	1 387	774	735	755

CEPC- Consumo específico de petróleo en cámaras

3.3 Resultados de la composición racional de la materia prima húmeda

Luego de conocer los resultados obtenidos de la composición racional de la materia prima seca (ver anexo 6 y 7) para 100 kg de mineral alimentado al horno, se procede a dar los resultados de la composición racional de la materia prima húmeda con su respectivo análisis. Los resultados generales de este cálculo están tabulados en los anexos 8 y 9. Para una mejor comprensión de estos valores, a continuación se realiza una representación gráfica en la figura 3.1. Para arribar a estos resultados, fue necesario utilizar la metodología descrita en el capítulo dos, los datos que se encuentran en la tabla 3.1 y los del anexo 1.

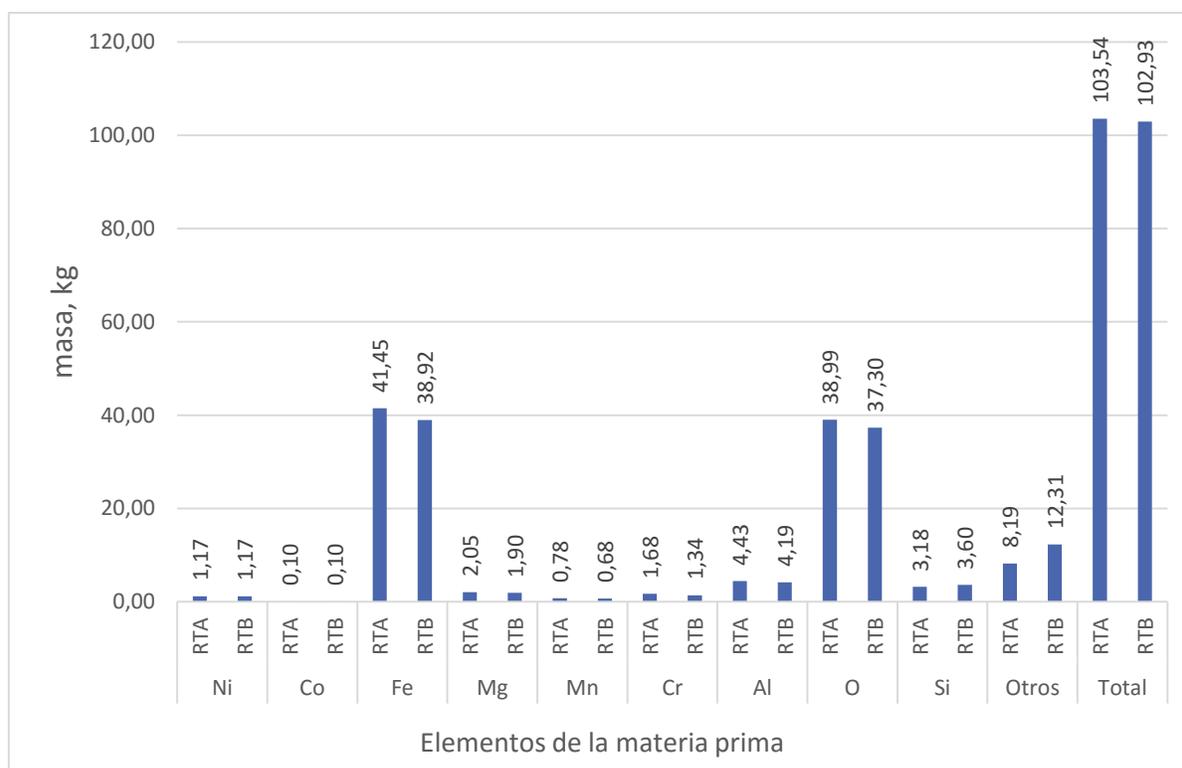


Figura 3.1 Composición racional de la materia prima húmeda alimentada al horno.

En la figura 3.1 se observa que hay semejanza en cuanto a la masa de la mayoría de los elementos que integran la composición racional de la materia prima húmeda, esto se debe a que la composición química-mineralógica de la mena inicial es similar para ambos regímenes, debido a que la muestra tecnológica utilizada para la homogenización del mineral que se alimentó al horno fue la misma. También se observa que estamos en presencia de una mena limonítica, por la diferencia que

hay entre la masa de hierro y silicio. Por otro lado se muestra que la masa de agua libre en la mena es superior en el RTA.

3.4 Resultados de la composición racional de los gases del petróleo aditivo

El petróleo aditivo añadido al mineral antes de entrar al horno juega un papel fundamental en el proceso de reducción, porque a partir de la oxidación primaria se forman gases reductores como son el CO y H₂. A continuación en la figura 3.2 se muestran los resultados obtenidos de la composición racional másica de los gases productos de las reacciones del petróleo aditivo para cada régimen de trabajo. Los resultados generales de estos cálculos se recopilan en los anexos 10, 11, 12 y 13.

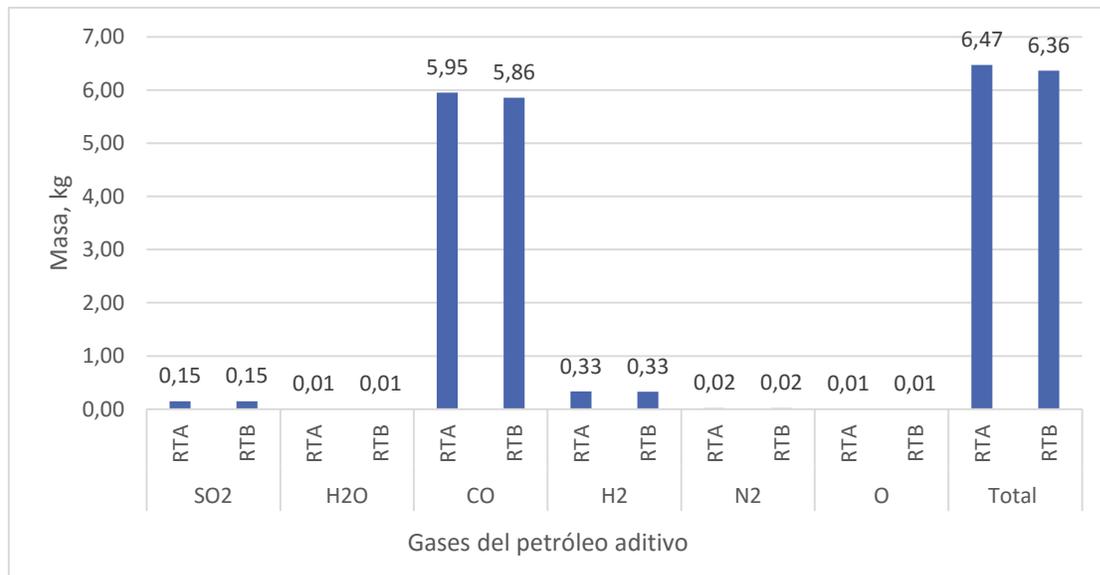


Figura 3.2 Composición racional másica de los gases del petróleo aditivo para dos régimen de trabajo.

Al analizar la figura 3.2 correspondiente a la composición racional másica de los gases producto del petróleo aditivo, se puede observar que el mayor contenido másico le corresponde al CO, el cual es seguido por el H₂, lo que es favorable para el proceso de reducción, por ser estos los principales gases reductores que intervienen en este proceso. Por otro lado, se puede apreciar que hay pequeña diferencia entre la masa del CO que está presente en el RTA con la del RTB, por lo que se puede considerar que el comportamiento entre ambos regímenes fue similar.

Luego de conocer la masa de CO y H₂ aportada por el petróleo aditivo, se procede a calcular su cantidad en el petróleo tecnológico, para obtener a partir de la suma de ellos la masa total necesaria de reductores que va a intervenir en el proceso de reducción. El cálculo del petróleo tecnológico se realizó en base a un kilogramo de combustible, a partir de este se obtuvo la masa real de aire para la combustión, así como los gases de combustión pertenecientes a un kilogramo de fuel oil. Los resultados generales se tabulan en los anexos 14, 15 y 16.

3.5 Resultados de la composición racional de los gases de salida del horno

La cantidad de gases salientes se determinó mediante la suma de los gases tecnológicos, de combustión y de postcombustión. Los resultados del cálculo de la composición racional de los gases a la salida del horno de reducción se muestran en la figura 3.3.

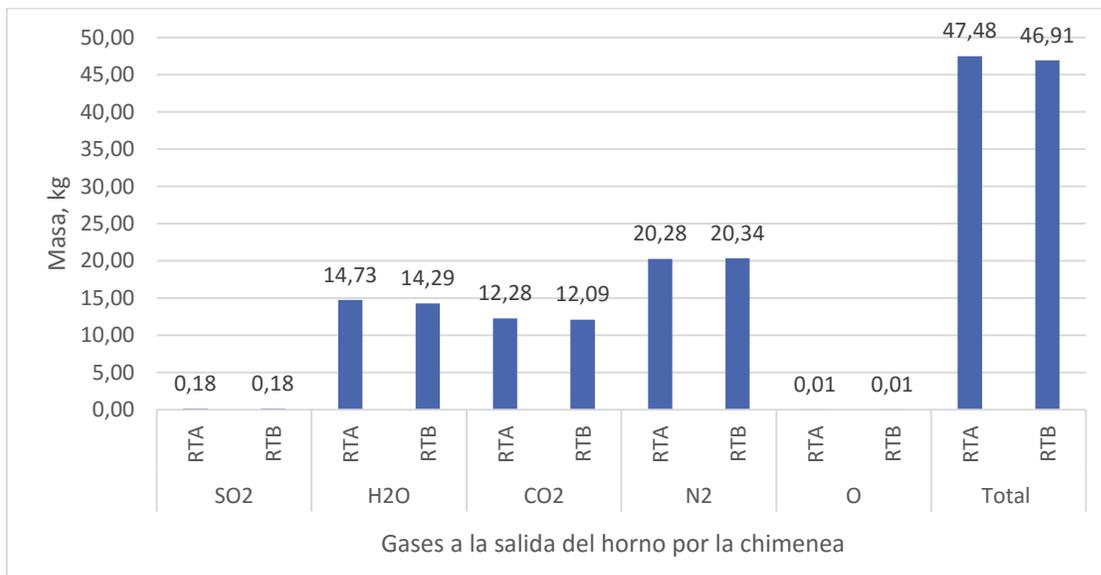


Figura 3.3 Composición racional másica de los gases de salida del horno para diferentes regímenes de trabajo.

En el gráfico anterior se muestra la composición racional de los gases a la salida del horno, donde se observa que hay predominio del contenido de N₂ para ambos regímenes de trabajo calculados, pues este se alimenta con el aire de combustión y postcombustión y no se transforma ni reacciona en todo el proceso con otra sustancia. Aquí hay que aclarar que no existe la presencia de gases como son el

CO y H₂ a la salida por la chimenea, debido al proceso de postcombustión que ocurre en los hogares cuatro y seis del horno, donde los gases reductores que no se consumen en las reacciones de reducción van a reaccionar con el oxígeno que es introducido a los hogares antes mencionados para transformarlos en CO₂ y H₂O, de este modo es que son emitidos a la atmósfera. Por otro lado el vapor de agua y el dióxido de carbono son los otros gases con mayor proporción en la salida, pues estos se producen a través de la combustión incompleta del fuel oil y por medio de las reacciones químicas que ocurren dentro del horno. También hay que hablar del dióxido de azufre como gas contaminante (que provoca daños al medio ambiente), pero se aprecia que representa una masa muy pequeña.

3.6 Resultado general del balance de masa

Luego de realizar los cálculos correspondientes al balance de masa para el proceso de reducción de mineral a partir de dos régimen de trabajo, se pudo arribar a los siguientes resultados que se presentan en la figura 3.4. En los anexos 21 y 22 se muestra una tabla más completa de estos resultados obtenidos en el transcurso del trabajo, a ellas se le integran los resultados anteriores más los que se encuentran tabulados en los anexos 17, 18, 19 y 20

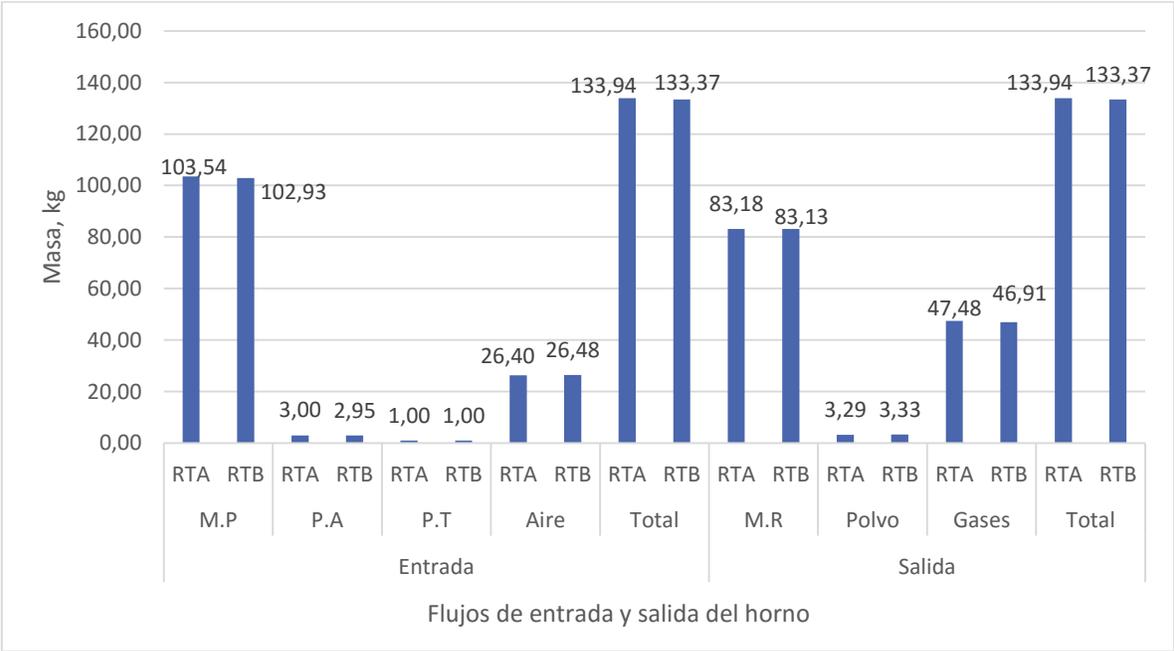


Figura 3.4 Resultados de balance material del proceso de reducción.

A partir de los resultados mostrados en la figura 3.4, se concluye que el principal material alimentado al horno según su masa es la materia prima a procesar para ambos regímenes de trabajo, la cual representa un 77,179 % en el RTB y un 77,301 % en el RTA del total de material que entra al horno, mientras que por otra parte se observa que la mayor masa a la salida la ocupa el mineral reducido, lo que demuestra que el proceso de reducción para esta mena tecnológica cumplió con lo establecido, ya que su principal objetivo es reducir los óxidos que integran a la materia prima. A partir de estos resultados se comprobó una vez más que la materia ni se crea ni se destruye, solo se transforma en otros productos; y se demuestra que el comportamiento de los flujos de entrada y salida es similar para los dos regímenes de temperatura, por lo que la transformación de la materia prima no va a tener influencia significativa en la variación del comportamiento energético.

Ya conocido el total de la materia prima inicial, el mineral reducido, el polvo y los gases a partir de los resultados obtenidos para el balance de masa, se puede decir que cada uno de estos totales fue necesario para el cálculo de los calores físicos que se realizan en el balance de energía, donde se demuestra la interacción fenomenológica que existe entre los procesos energéticos y de masa.

3.7 Resultados del Balance de energía

Los cálculos de los calores del balance de energía se desarrollaron a partir de la metodología planteada en el epígrafe 2.2.2. Para ejercer estos cálculos fue necesario definir las temperaturas a las que entran y salen los flujos del horno de reducción (ver anexos 23). Luego de conocer esto se buscaron las capacidades caloríficas promedios para la materia prima inicial, el mineral reducido, el polvo y los gases salientes del proceso. Los resultados obtenidos se muestran en los anexos 24, 25, 26 y 27 respectivamente, mientras que los del balance de energía se muestran a continuación en las figuras 3.5, 3.6 y 3.7, y los resultados generales de este balance se encuentran en los anexos 28 y 29.

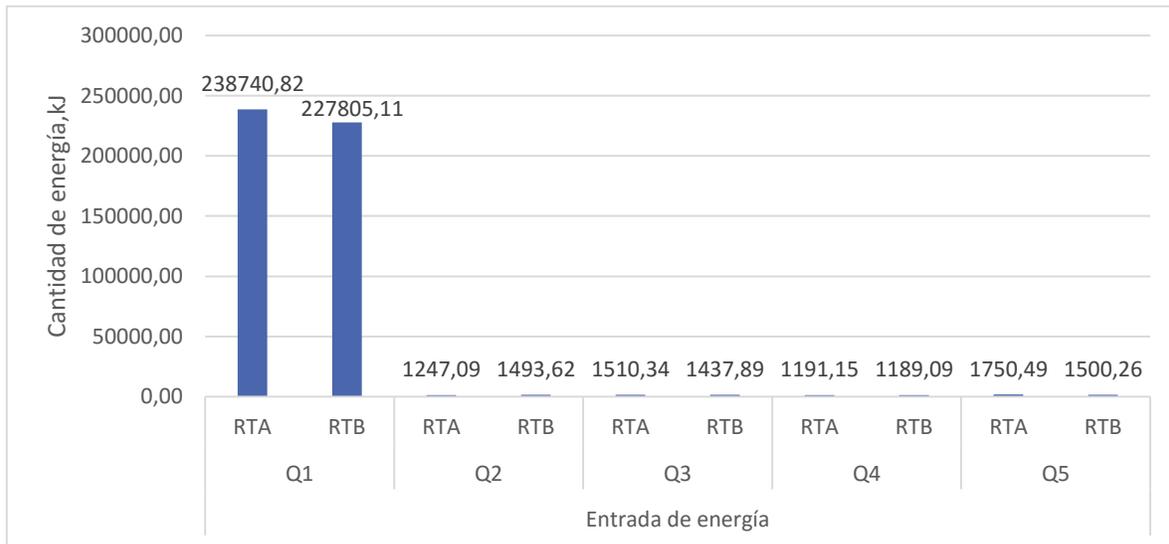


Figura 3.5 Distribución de los calores de entrada en el proceso de reducción

Como se puede apreciar en la figura 3.5, la principal fuente de energía para ambas regímenes es la relacionado con la combustión del fuel oil (Q_1). Para el RTA este concepto representa el 97,67 % del calor de entrada, y para el RTB el 97,59 %. Por otro lado se observa que los restantes calores son poco significativos, por lo que se pueden despreciar en el concepto de balance, pues su inclusión no representa variaciones significativas en el consumo de fuel-oil. No obstante, se puede generalizar que alrededor del 2,4 % del total del calor de entrada, se le atribuye a los cuatro restantes acápites para cada régimen de trabajo.

Luego de la interpretación y análisis de los resultados obtenidos de los calores que aportan energía de entrada al horno, se procede a dar los resultados de la energía extraída y consumida (acápites de salida) por el sistema, estos acápites están compuestos fundamentalmente por el calor útil necesario para lograr las transformaciones físico-químicas de la materia prima y las pérdidas irreversibles de energía que inevitablemente están presentes y surgen durante el transcurso del proceso de operación del horno.

Calor útil

Este grupo está conformado por la energía necesaria para el calentamiento y la evaporación del agua libre asociado a la materia prima, el calor necesario para que

ocurran las reacciones endotérmicas y el calor sensible de los productos, ver figura 3.6 de la distribución de cada uno de estos calores.

En ella se representa que la principal fuente consumidora de energía es la vinculada a la extraída del horno como calor físico del mineral reducido (Q_6), ya que salen a elevadas temperaturas, de 777 °C para RTA y 738 °C para el RTB respectivamente. Por otro lado se observa que las reacciones de disociación consumen gran cantidad de energía, entre 23,94 % para el RTA y 24,95 % para el RTB, debido a que la masa de los minerales superiores considerados para el cálculo de este calor representa más del 50% de la masa total de la mena alimentada, los que necesitan energía para romper la estructura cristalina en correspondencia a la naturaleza de cada mineral. En tercer lugar le sigue el calor consumido para evaporar el agua (Q_8), que representa para ambos regímenes de trabajo alrededor de un poco más del 3 % del calor total consumido, esto se debe a que toda el agua necesita consumir energía para calentarse hasta 100 °C y evaporarse.

Por tanto, desde el punto de vista del comportamiento energético del horno a escala piloto, se puede decir que su eficiencia teórica es de 67,16 % para el RTA y 67,65 para el RTB.

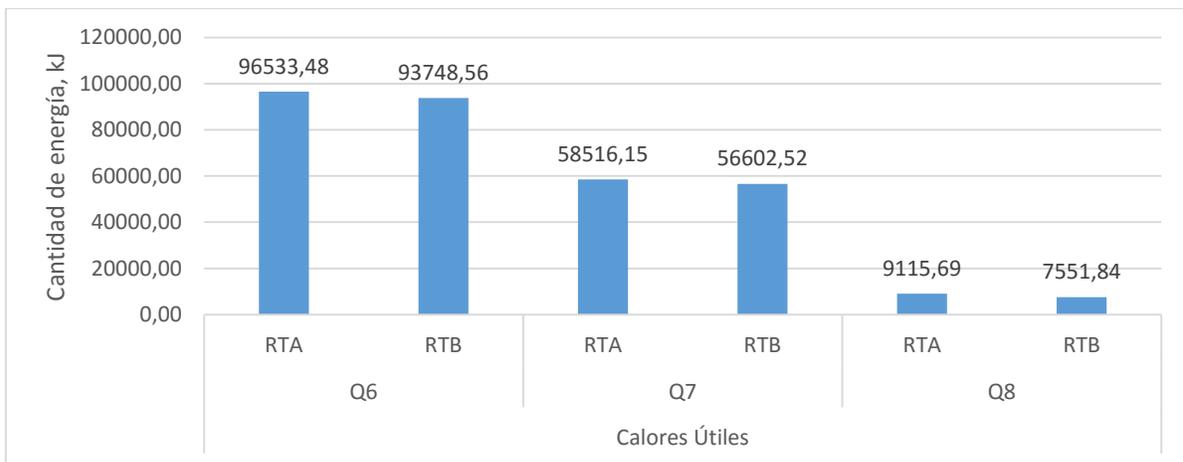


Figura 3.6 Distribución de los calores útiles en el proceso de reducción

Pérdidas irreversibles

En este grupo se encuentra el calor sensible del polvo, los gases calientes y las pérdidas al medio ambiente a través de las paredes del horno, revestimiento y orificios, que según la metodología descrita por Chang-Cardona (2013) se puede considerar como el 11 % de toda la energía de entrada al proceso. En la figura 3.7 se muestra la distribución de los calores de pérdidas.

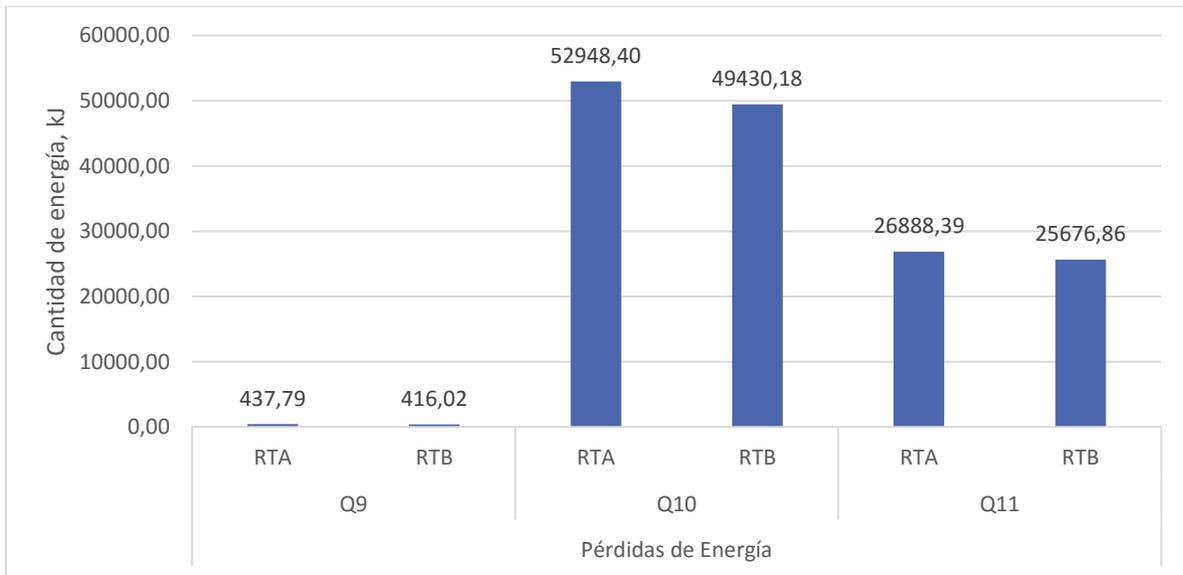


Figura 3.7 Distribución de los calores de pérdidas en el proceso de reducción

Al observar la figura 3.7 de la distribución de los calores de pérdidas del horno, se puede apreciar que la mayor pérdida de energía se encuentran dada por los gases de salida del horno (Q₁₀), el que representa para el RTB el 21,18 % del total y para el RTA el 21,66 %, determinado fundamentalmente por el volumen de los gases de combustión y post-combustión para cada régimen. Otra fuente de pérdidas apreciable de energía lo constituye las pérdidas al medio ambiente (Q₁₁), las cuales representan el 11 % aproximadamente del calor total que entra al proceso de reducción como aseveró anteriormente. Por último se puede decir que el calor sensible del polvo a la salida en chimenea (Q₉) puede ser despreciado en el concepto de balance, dado a su pequeña magnitud.

Con la realización del balance de energía se determinó el consumo de combustible teórico del horno Herreshoff a escala piloto para los dos regímenes de temperatura estudiados. En la figura 3.8 se puede observar que el consumo específico de

combustible para el RTA estuvo por encima que el RTB en alrededor de 3 kg/t, lo que se corresponde con el perfil térmico que se usó. Se nota una diferencia considerable con respecto a lo que se consumió en la práctica real en más de dos veces que el calculado, debido que el alto consumo de petróleo en las cámaras del horno piloto, es alrededor de tres veces el consumo del horno industrial, y se encuentra dado a que el horno piloto trabaja con muy bajo tonelaje con respecto al área de transferencia de calor con el medio.

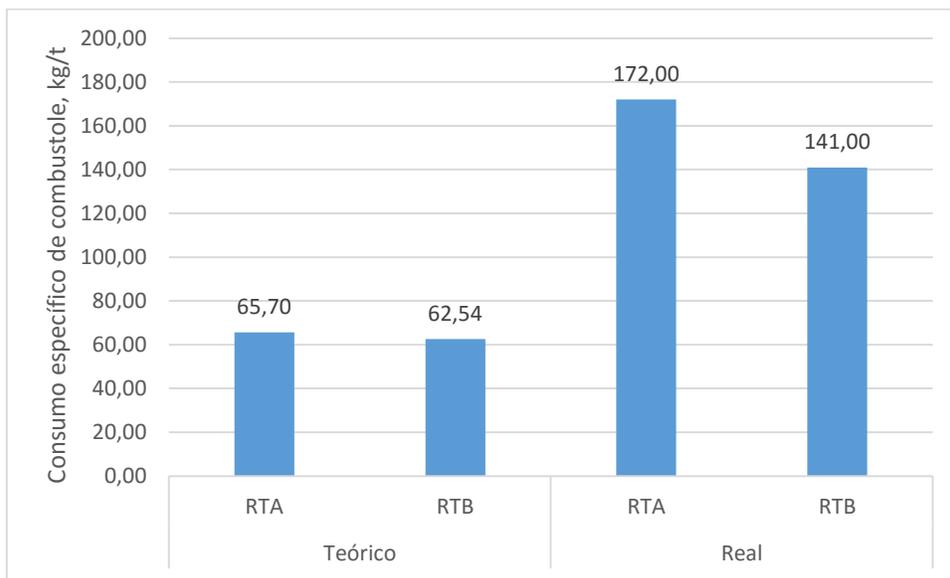


Figura 3.8 Consumo de combustible del Herreshoff a escala piloto

Además, según balance de energía realizado en corrida piloto para la firma Genco, se comprobó que entre el 30 y 40 % de la energía suministrada al horno se pierde por los ductos de suministro de gases a través de las diferentes soleras, de aquí la gran diferencia que existe entre el consumo teórico y el real, ya que no se consideraron dichas pérdidas.

Conclusiones del Capítulo 3

- Se determinó la composición racional másica de la materia prima y de los gases a la salida del horno para dos regímenes de temperatura diferentes.
- Se comprobó que la masa de los gases reductores durante el RTA fue superior a la del RTB, esto se debe al aumento del consumo específico de

petróleo en cámaras de combustión que fue más elevado para el primer régimen mencionado.

- Se demostró a través de los cálculos que la principal fuente de aporte de energía al horno de reducción para los dos regímenes de trabajo fue el calor aportado por la combustión efectiva del fuel-oil.

CONCLUSIONES GENERALES

- Se demostró a partir de la revisión bibliográfica que la metodología de cálculo empleada para la realización de los balances de masa y energía, estuvo acorde con las utilizadas por otros investigadores.
- Se determinó mediante el comportamiento energético del horno de reducción que la principal fuente portadora de energía es el petróleo tecnológico, superando el 97 % en ambos regímenes de trabajo. Y su eficiencia energética está dada en 67,16 % para el RTA y 67,65 % para el RTB.
- Se determinó que las principales fuentes de pérdidas de energía están dadas por el calor arrastrado con los gases, los que representan un 21,66 % y 21,18 % para el RTA y RTB respectivamente; y por el revestimiento del horno considerado un 11 % del calor total. Así mismo el consumo específico de combustible teórico es de 65,70 kg/t para el RTA y 62,54 kg/t para el RTB.

RECOMENDACIONES

- Realizar el balance de energía considerando los flujos reales de entrada y salida de los materiales al horno.
- Evaluar el consumo de combustible teórico considerando las pérdidas de calor a través de los ductos de alimentación de gases caliente al horno.
- Medir la composición de los gases de combustión en las cámaras para corroborar los resultados obtenidos a través de la metodología planteada, relacionada con la combustión

BIBLIOGRAFÍA

1. ALEPUZ, H, 1993: Mejoramiento de los índices técnicos-económicos del procesamiento del mineral en los hornos con tecnología PRIOR. Informe técnico del CEDINIQ.
2. ALEPUZ, H. et al. 1993: Introducción del petróleo Aditivo en la Empresa Comandante Ernesto Che Guevara. Informes Parciales.
3. ALEPUZ, H. 2003. Proyecto de investigación de carga y capacidad. Centro de Investigaciones del Níquel (CEDINIQ).
4. ALEPUZ, H. 2006. Proyecto de investigación de eficiencia. Centro de Investigaciones del Níquel (CEDINIQ).
5. ÁLVAREZ-BOTEY, Y. 2011: Estudio a escala de banco del efecto de la homogenización del mineral en el proceso de reducción de níquel y cobalto. Tesis de Ingeniería. Instituto Superior Minero Metalúrgico. 67 p.
6. ARCE MOLINA, J. & CHANG-CARDONA, A. 2004: "SOFTWARE COMPRAC. Composición Racional. Centro Nacional de Derecho de Autor (CENDA).
7. BLETT-REVÉ, R. 2015: Evaluación de la reducción de mineral laterítico en hornos de múltiples soleras. Tesis de Ingeniería. Instituto Superior Minero Metalúrgico. 86 p.
8. CAMPOS-HERNÁNDEZ, R. C. 2012: Propuesta del impacto de la adición directa del petróleo aditivo sobre los parámetros técnico-económicos de los hornos de reducción. Tesis de Ingeniería. Instituto Superior Minero Metalúrgico. 69 p.

9. CASTELLANOS, J. et al. 1979: Uso de agentes reductores procedentes del fuel oil en el Horno Soleras Múltiples. Nicaro, MINBAS. 32 p.
10. CASTELLANOS, J. 1999: Elaboración de minerales oxidados de níquel por el esquema carbonato-amoniaco, Minería y Geología.
11. CHANG, A. R. 1997: Interpretación de las zonas del Horno de Reducción, Informe investigativo, ISMM. Moa.
12. CHANG, A. R. & YUZHANINOV, I. A. 1997. Cálculo de los principales procesos en los Hornos Metalúrgicos. La Habana, Félix Varela. 208p
13. CHANG, A. 1999: Una visión sobre las reservas estratégicas de eficiencia metalúrgica en la tecnología carbonato-amoniaco. Minería y Geología.
14. CHANG C, A. R. et al. 2005: Modelos multivariantes para predecir el extractable de níquel y cobalto por la composición mineralógica de la mena tecnológica en el proceso Caron. Minería y Geología.
15. Chang-Cardona, 2013: Documento en Power Point: Balance y Ecuaciones generales. Marzo de 2013.
16. COBAS-SILOT, J. 2017: Balance energético del horno de reducción de la planta piloto del centro de investigaciones del níquel. Tesis de Ingeniería. Instituto Superior Minero Metalúrgico. 57 p.
17. CÓRDOVA-RODRÍGUEZ, M. 2013: 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. Tesis de Ingeniería. Instituto Superior Minero Metalúrgico. 80 p.
18. Díaz-Bello, S. C. 2016: Modelamiento cinético del procesamiento de minerales lateríticos de níquel por vía pirometalúrgica. Tesis doctoral. Universidad Nacional de Colombia.
19. DUY-NGUYEN, S. 2013: Balances de masa y energía de los procesos de secado y tostación reductora con el uso de gas natural como combustible, en el proyecto ferroníquel minera S.A. Tesis de Ingeniería. Instituto Superior Minero Metalúrgico. 84 p.

20. ESCALONA-TAMAYO, G. 2008: Balance de Energía por zona del Horno Herreshoff de la Empresa Comandante Che Guevara. Tesis de Ingeniería. Instituto Superior Minero Metalúrgico. 79 p.
21. GUILARTE-TURRO, O. 2011: Reducción del níquel y cobalto en horno de múltiples soleras. Tesis de Ingeniería. Instituto Superior Minero Metalúrgico. 63 p.
22. LEGRÁ, A. 2004: Preparación de muestras tecnológicas para pruebas de índice de mezclado y Yagrumaje Norte. Proyecto de carga Centro de Investigaciones del Níquel (CEDINIQ).
23. LEGRÁ, A. 2007: Separación de fracciones +200 mm, homogenización y validación de muestras tecnológicas de minerales especiales. Reporte técnico.
24. LEGRÁ, A. 2011: Estabilización de la calidad del mineral alimentado a la planta de preparación de mineral y hornos de reducción de la Empresa Ernesto Che Guevara.
25. MANUAL de operaciones de la planta piloto de Punta Gorda CEDINIQ
26. MEDRANO FERNÁNDEZ, I. y Ávila, R. 1995: Algoritmo de operación del Horno de Reducción por balance de materia y energía. Memoria de Ingeniero metalúrgico. Moa, ISMM, Facultad Metalurgia Electromecánica. 60 p.
27. MIRANDA L. et al. 1996: Investigación de las relaciones entre la mineralogía y la tecnología en el proceso Carbonato-amoniaco', Tomo I, Informe de investigación CIL, Biblioteca ISMM. Moa.
28. MIRANDA, L. J. (s.a.). Identificación de las transformaciones químicas-mineralógicas de la mena laterítica y serpentinitica a través del proceso de calcinación reductora en la tecnología CARON.
29. PANTOJA-SANTIESTEBAN, H. 2008: Metodología de cálculos de los balances de masa y energía para la reducción de los minerales oxidados níquelíferos en el horno de soleras múltiples. Tesis de Ingeniería. Instituto Superior Minero Metalúrgico. 107 p.

30. PAVLOV, K. F.; P. G. ROMANKOV y A. A. NOSKOV. 1981. Problemas y ejemplos para el curso de operaciones básicas y aparatos en tecnología química. Editorial Mir, Moscú. 608 p.
31. PÉREZ-CARDOSA, A. S. 2012: Evaluación a escala de banco de la sustitución del petróleo aditivo por carbón bituminoso en la reducción del mineral laterítico. Tesis de Ingeniería. Instituto Superior Minero Metalúrgico. 69 p.
32. PREVAL-ANACHE, J. A. 2014: Efecto de la homogeneización del mineral a escala piloto sobre los extractables de níquel y cobalto. Tesis de Ingeniería. Instituto Superior Minero Metalúrgico. 77 p.
33. REYES-OLIVERO, J. L. 2011: Determinación del índice de consumo del fuel-oil del horno industrial de múltiples soleras. Tesis de Ingeniería. Instituto Superior Minero Metalúrgico. 96 p.
34. RUBIO-GONZÁLEZ, R. 2011: Metodología de cálculo dinámico de los balances metalúrgicos del proceso de fundición para la producción de ferroníquel. Tesis de Ingeniería. Instituto Superior Minero Metalúrgico. 70 p.
35. YARNANGORÉ, B. 2014: Balances de masa y energía del horno de Calcinación de la empresa Comandante Ernesto Che Guevara. Tesis de Ingeniería. Instituto Superior Minero Metalúrgico. 140 p.

ANEXOS

Anexo 1. Masas molares y atómicas de los diferentes elementos que intervienen en el proceso de reducción.

Elemento químico	Masa atómica, kg/kmol	Compuesto químico	Masa molar, kg/kmol	Minerales	Masa molar, kg/kmol
Ni	58,69	NiO	74,68	FeO.Cr ₂ O ₃	223,78
Co	58,93	CoO	74,92	2FeOOH	177,64
Fe	55,84	FeO	71,83	Al ₄ [Si ₄ O ₁₀].(OH) ₈ .4H ₂ O	588,02
Cr	51,99	Cr ₂ O ₃	151,95	Al ₂ O ₃ .3H ₂ O	155,9
Mn	54,94	MnO ₂	86,92	Fe ₂ (Si ₄ O ₁₀). (OH) ₂ .H ₂ O	435,87
Mg	24,30	MgO	40,29	NiO.Fe ₂ O ₃	234,33
Si	28,08	SiO ₂	60,06	Co ₂ O ₃ .(MnO) ₁₁ .H ₂ O	964,05
Al	26,98	Al ₂ O ₃	101,93	Co ₂ O ₃ .(MnO) ₁₁	946,06
C	12,01	CO	28,00	Fe ₂ [Si ₄ O ₁₀]O	399,89
O	15,99	CO ₂	43,99	Al ₄ [Si ₄ O ₁₀].(OH) ₈	516,06
H	1,00	H ₂ O	17,99	2Al ₂ O ₃ . 4SiO ₂ (Amorfo)	444,1
S	32,06	SO ₂	64,04	Fe ₂ O ₃ . 4SiO ₂ (Amorfo)	399,89
N	14,00	Co ₂ O ₃	165,83	Mg ₆ [Si ₄ O ₁₀].(OH) ₈	553,94
-	-	Fe ₃ O ₄	231,48	Mg ₂ [SiO ₄]	140,64
-	-	Fe ₂ O ₃	159,65	Mg ₂ [Si ₂ O ₆]	200,7
-	-	(CO+H ₂)	30,00	NiO.2Fe ₂ O ₃	393,98
-	-	-	-	Fe.Ni	114,53
-	-	-	-	(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	302,04

Anexo 2. Composición del mineral alimentado al horno en el RTB

Fecha	Turno	Mineral entrada al Horno, HR-1 (%)							Dens kg/L	Granulometría (%)		
		Ni	Co	Fe	MgO	SiO ₂	Al ₂ O ₃	H ₂ O		0,15 mm	-0,074 mm	-0,044 mm
15/5/17	4	1,16	0,10	39,73	3,31	7,25	7,22	3,40	3,48	6,83	82,56	72,06
16/5/17	1	1,15	0,09	39,19	3,04	7,73	8,29	2,60	3,59	6,10	84,50	76,24
	2	1,17	0,10	38,19	3,11	7,48	8,04	2,40	3,48	6,56	83,78	72,56
	4	1,15	0,09	39,26	3,39	7,92	7,55	2,20	3,58	6,36	83,50	72,76
17/5/17	1	1,15	0,10	38,73	3,31	7,96	8,00	3,80	3,71	6,70	85,16	75,90
	2	1,18	0,10	38,91	3,14	8,01	7,96	2,20	3,55	6,04	84,06	77,00
	3	1,18	0,10	40,06	2,99	7,13	8,06	3,20	3,48	4,18	87,54	81,30
23/5/17	3	1,18	0,10	37,30	2,93	8,09	8,21	3,00	3,84	4,98	84,53	78,03
Promedio		1,17	0,10	38,92	3,15	7,70	7,92	2,85	3,59	5,97	84,45	75,73

Anexo 3. Composición del mineral alimentado al horno en el RTA

Fecha	Turno	Mineral entrada al Horno, HR-1 (%)							Densidad, kg/L	Granulometría (%)		
		Ni	Co	Fe	MgO	SiO ₂	Al ₂ O ₃	H ₂ O		0,15 mm	-0,074 mm	-0,044 mm
26/5/17	4	1,17	0,10	40,06	3,07	7,06	7,98	2,80	3,50	4,70	84,09	79,77
27/5/17	1	1,19	0,10	40,98	3,75	6,05	8,91	3,60	3,71	1,97	91,03	85,10
	3	1,17	0,10	41,68	3,93	6,31	8,55	5,04	3,63	2,53	89,93	84,27
	4	1,17	0,10	41,72	3,95	6,10	9,03	3,80	3,29	3,70	88,13	81,93
28/5/17	3	1,18	0,10	42,36	2,83	7,56	7,93	2,40	3,84	2,33	87,90	82,33
	4	1,16	0,11	41,87	2,88	7,71	7,80	2,90	3,75	8,00	81,33	75,70
Promedio		1,17	0,10	41,45	3,40	6,80	8,37	3,42	3,62	3,87	87,07	81,52

Anexo 4. Condiciones de operación mantenidas en el horno durante el RTB

Fecha	Turno	Mineral a horno (t/h)	Temperatura de trabajo (°C)					Presión H-16, (mm)	CEPC (kg/t)	Consumo de Aditivo, (%)
			H-6	H-13	H-15	Cámara A	Cámara B			
15/05/2017	4	0,744	764	716	741	1 395	1 401	3	136	2,46
16/05/2017	1	0,746	778	712	736	1 377	1 420	3	148	2,04
	2	0,748	776	717	735	1 343	1 408	1	146	2,60
	4	0,750	764	715	731	1 334	1 397	2	137	2,40
17/05/2017	1	0,747	765	713	742	1 380	1 389	2	131	2,50
	2	0,750	777	711	740	1 379	1 380	2	140	2,53
	3	0,750	786	711	736	1 391	1 392	2	137	2,51
23/05/2017	3	0,748	775	717	743	1 403	1 399	2	153	2,54
Promedio		0,748	773	714	738	1 375	1 398	2	141	2,45

Anexo 5. Condiciones de operación mantenidas en el horno durante el RTA

Fecha	Turno	Mineral a horno (t/h)	Temperatura de trabajo (°C)					Presión H-16, (mm)	CEPC, (kg/t)	Consumo de Aditivo, (%)
			H-6	H-13	H-15	Cámara A	Cámara B			
26/05/2017	4	0,750	781	742	779	1 365	1 402	2	163	2,24
27/05/2017	1	0,741	776	747	783	1 356	1 396	2	177	2,70
	3	0,750	757	744	775	1 383	1 388	2	175	2,62
	4	0,720	774	748	783	1 379	1 374	2	169	2,41
28/05/2017	3	0,750	777	751	769	1 381	1 379	2	176	2,40
	4	0,750	780	747	773	1 385	1 386	2	175	2,58
Promedio		0,749	774	746	777	1 375	1 387	2	172	2,49

Anexo 6. Composición racional másica para 100 kg de materia prima seca para el RTB.

Compuestos y Elementos	Ni	Co	Fe	Mg	Mn	Cr	Al	O	Si	H	Otros	Total, kg	Total, %
NiO	1,170		-	-	-	-	-	0,319	-	-	-	1,489	1,489
CoO	-	0,100	-	-	-	-	-	0,027	-	-	-	0,127	0,127
MnO ₂	-	-	-	-	0,680	-	-	0,396	-	-	-	1,076	1,076
SiO ₂ .libre	-	-	-	-	-	-	-	0,981	0,862	-	-	1,843	1,843
Fe ₃ O ₄	-	-	5,827	-	-	-	-	2,225	-	-	-	8,052	8,052
2FeOOH	-	-	31,479	-	-	-	-	18,028	-	0,549	-	50,071	50,071
Al ₂ O ₃ .3H ₂ O	-	-	-	-	-	-	2,905	5,166	-	0,323	-	8,394	8,394
Fe ₂ .(Si ₄ O ₁₀)(OH) ₂ .H ₂ O	-	-	0,894	-	-	-	-	1,664	0,899	0,032	-	3,490	3,490
(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	-	-	0,720	0,313	-	1,340	0,695	0,824	-	-	-	3,892	3,892
Al ₄ (Si ₄ O ₁₀).(OH) ₈ .4H ₂ O	-	-	-	-	-	-	0,592	1,931	0,616	0,088	-	3,227	3,227
Mg ₆ .(Si ₄ O ₁₀).(OH) ₈	-	-	-	1,587	-	-	-	3,133	1,222	0,087	-	6,029	6,029
Otros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	12,310	12,310	12,310
Total, kg	1,170	0,100	38,920	1,900	0,680	1,340	4,193	34,694	3,600	1,094	12,310	100,000	100,000
Total, %	1,170	0,100	38,920	1,900	0,680	1,340	4,193	34,694	3,600	1,094	12,310	100,000	-

Anexo 7. Composición racional másica para 100 kg de materia prima seca para el RTA.

Compuestos y Elementos	Ni	Co	Fe	Mg	Mn	Cr	Al	O	Si	H	Otros	Total, kg	Total, %
NiO	1,170	-	-	-	-	-	-	0,319	-	-	-	1,489	1,489
CoO	-	0,100	-	-	-	-	-	0,027	-	-	-	0,127	0,127
MnO ₂	-	-	-	-	0,780	-	-	0,454	-	-	-	1,234	1,234
SiO ₂ .libre	-	-	-	-	-	-	-	0,921	0,809	-	-	1,730	1,730
Fe ₃ O ₄	-	-	6,327	-	-	-	-	2,416	-	-	-	8,742	8,742
2FeOOH	-	-	33,640	-	-	-	-	19,266	-	0,602	-	53,508	53,508
Al ₂ O ₃ .3H ₂ O	-	-	-	-	-	-	3,069	5,457	-	0,341	-	8,868	8,868
Fe ₂ .(Si ₄ O ₁₀).(OH) ₂ .H ₂ O	-	-	0,581	-	-	-	-	1,082	0,585	0,021	-	2,269	2,269
(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	-	-	0,902	0,393	-	1,680	0,872	1,033	-	-	-	4,880	4,880
Al ₄ (Si ₄ O ₁₀).(OH) ₈ .4H ₂ O	-	-	-	-	-	-	0,489	1,593	0,509	0,072	-	2,663	2,663
Mg ₆ .(Si ₄ O ₁₀).(OH) ₈	-	-	-	1,657	-	-	-	3,272	1,277	0,091	-	6,297	6,297
Otros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	8,913	8,913	8,913
Total, kg	1,170	0,100	41,450	2,050	0,780	1,680	4,430	35,840	3,179	1,128	8,913	100,000	100,000
Total, %	1,170	0,100	41,450	2,050	0,780	1,680	4,430	35,840	3,179	1,128	8,913	100,000	-

Anexo 8. Composición racional másica para 100 kg de materia prima húmeda para el RTB.

Compuestos y Elementos	Ni	Co	Fe	Mg	Mn	Cr	Al	O	Si	H	Otros	Total, kg	Total, %
NiO	1,170		-	-	-	-	-	0,319	-	-	-	1,489	1,446
CoO	-	0,100	-	-	-	-	-	0,027	-	-	-	0,127	1,045
MnO ₂	-	-	-	-	0,680	-	-	0,396	-	-	-	1,076	1,791
SiO ₂ .libre	-	-	-	-	-	-	-	0,981	0,862	-	-	1,843	1,843
Fe ₃ O ₄	-	-	5,827	-	-	-	-	2,225	-	-	-	8,052	7,823
2FeOOH	-	-	31,479	-	-	-	-	18,028	-	0,549	-	50,071	48,644
Al ₂ O ₃ .3H ₂ O	-	-	-	-	-	-	2,905	5,166	-	0,323	-	8,394	8,155
Fe ₂ .(Si ₄ O ₁₀)(OH)2.H ₂ O	-	-	0,894	-	-	-	-	1,664	0,899	0,032	-	3,490	3,393
(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	-	-	0,720	0,313	-	1,340	0,695	0,824	-	-	-	3,892	3,781
Al ₄ (Si ₄ O ₁₀).(OH) ₈ .4H ₂ O	-	-	-	-	-	-	0,592	1,931	0,616	0,088	-	3,227	3,135
Mg ₆ .(Si ₄ O ₁₀).(OH) ₈	-	-	-	1,587	-	-	-	3,133	1,222	0,087	-	6,029	5,857
H ₂ O.libre	-	-	-	-	-	-	-	2,607	-	0,326	-	2,934	2,85
Otros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	12,310	12,310	11,959
Total, kg	1,170	0,100	41,450	2,050	0,680	1,340	4,193	37,301	3,179	1,420	12,310	102,394	100
Total, %	1,137	0,097	37,811	1,846	0,661	1,302	4,073	36,238	3,497	1,379	11,959	100	-

Anexo 9. Composición racional másica para 100 kg de materia prima húmeda para el RTB.

Compuestos y Elementos	Ni	Co	Fe	Mg	Mn	Cr	Al	O	Si	H	Otros	Total, kg	Total, %
NiO	1,170	-	-	-	-	-	-	0,319	-	-	-	1,489	1,489
CoO	-	0,100	-	-	-	-	-	0,027	-	-	-	0,127	0,123
MnO ₂	-	-	-	-	0,780	-	-	0,454	-	-	-	1,234	1,192
SiO ₂ .libre	-	-	-	-	-	-	-	0,921	0,809	-	-	1,730	1,671
Fe ₃ O ₄	-	-	6,327	-	-	-	-	2,416	-	-	-	8,742	8,443
2FeOOH	-	-	33,640	-	-	-	-	19,266	-	0,602	-	53,508	51,678
Al ₂ O ₃ .3H ₂ O	-	-	-	-	-	-	3,069	5,457	-	0,341	-	8,868	8,565
Fe ₂ .(Si ₄ O ₁₀)(OH)2.H ₂ O	-	-	0,581	-	-	-	-	1,082	0,585	0,021	-	2,269	2,191
(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	-	-	0,902	0,393	-	1,680	0,872	1,033	-	-	-	4,880	4,713
Al ₄ (Si ₄ O ₁₀).(OH) ₈ .4H ₂ O	-	-	-	-	-	-	0,489	1,593	0,509	0,072	-	2,663	2,572
Mg ₆ .(Si ₄ O ₁₀).(OH) ₈	-	-	-	1,657	-	-	-	3,272	1,277	0,091	-	6,297	6,082
H ₂ O.libre	-	-	-	-	-	-	-	3,147	-	0,394	-	3,541	3,420
Otros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	8,913	8,914	7,913
Total, kg	1,170	0,100	41,450	2,050	0,780	1,680	4,430	38,988	3,179	1,522	8,913	103,541	100
Total, %	1,130	0,097	40,032	1,980	0,753	1,623	4,278	37,654	3,070	1,470	7,913	100	-

Anexo 10. Composición racional másica del petróleo aditivo para el RTB.

Compuestos en el P.A	S	C	H ₂	N ₂	O ₂	H ₂ O	A	Total	%
Masa de los compuestos	0,074	2,512	0,325	0,018	0,006	0,013	0,007	2,955	100,00
Total, kg	0,074	2,512	0,325	0,018	0,006	0,013	0,007	2,955	100,00
Total, %	2,50	85,000	11,000	0,608	0,210	0,429	0,253	100,00	-

Anexo 11.

Compuestos en el P.A	S	C	H ₂	N ₂	O ₂	H ₂ O	A	Total	%
Masa de los compuestos	0,075	2,554	0,330	0,018	0,006	0,013	0,008	3,004	100,00
Total, kg	0,075	2,554	0,330	0,018	0,006	0,013	0,008	3,004	100,00
Total, %	2,50	85,000	11,000	0,608	0,210	0,429	0,253	100,00	-

Composición racional másica del petróleo aditivo para el RTA.

Anexo 12. Composición racional volumétrica de los gases del petróleo aditivo para el RTB.

Gases	SO ₂	H ₂ O	CO	H ₂	N ₂	O	Total
Total	0,052	0,016	4,684	3,640	0,014	0,004	8,411
%	0,614	0,188	55,695	43,281	0,171	0,051	100,000

Anexo 13. Composición racional volumétrica de los gases del petróleo aditivo para el RTA.

Gases	SO ₂	H ₂ O	CO	H ₂	N ₂	O	Total
Total	0,052	0,016	4,763	3,701	0,015	0,004	8,551
%	0,614	0,188	55,695	43,281	0,171	0,052	100,000

Anexo 14. Composición racional másica para 1 kg de combustible en el petróleo tecnológico para el RTB y RTA.

Compuestos en el P.T	S	C	H ₂	N ₂	O ₂	H ₂ O	A	Total	%
Masa de los compuestos	0,025	0,850	0,110	0,006	0,002	0,004	0,003	1,000	100,00
Total, kg	0,025	0,850	0,110	0,006	0,002	0,004	0,003	1,000	100,00
Total, %	2,5	85	11	0,608	0,21	0,429	0,253	100,00	-

Anexo 15. Composición másica y volumétrica de los gases productos de la combustión incompleta para el RTB.

Gases	CO ₂	CO	H ₂ O	H ₂	SO ₂	N ₂	Total
Masa	0,967	1,227	0,546	0,050	0,031	6,264	10,983
Volumen	0,492	0,981	0,679	0,558	0,011	5,011	9,064
% Masa	8,802	11,168	4,968	0,454	0,282	57,030	100
% Volumen	5,431	10,827	7,496	6,156	0,119	55,288	100

Anexo 16. Composición másica y volumétrica de los gases productos de la combustión incompleta para el RTA.

Gases	CO ₂	CO	H ₂ O	H ₂	SO ₂	N ₂	Total
Masa	0,935	1,267	0,375	0,069	0,031	5,765	10,191
Volumen	0,476	1,014	0,467	0,770	0,011	4,612	8,575
% Masa	9,173	12,435	3,683	0,675	0,304	56,573	100
% Volumen	5,551	11,822	5,450	8,980	0,126	53,787	100

COMPUESTOS Y ELEMENTOS	Ni	Co	Fe	Mg	Mn	Cr	Al	Si	O	Otros	Total	%
Al ₂ O ₃	-	-	-	-	-	-	3,358		3,659	-	7,017	8,449
Fe ₂ O ₃ .4SiO ₂	-	-	0,429	-	-	-	-	0,863	0,676	-	1,969	2,370
Mg ₂ [SiO ₄]	-	-	-	0,812	-	-	-	0,587	1,069	-	2,468	2,972
Mg ₂ [Si ₂ O ₆]	-	-	-	0,508	-	-	-	0,587	1,002	-	2,097	2,525
(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	-	-	0,691	0,301	-	1,286	0,668	-	0,791	-	3,737	4,500
βSiO ₂	-	-	-	-	-	-	-	1,419	0,942	-	2,361	2,843
Fe ₂ O ₃	-	-	5,414	-	-	-	-	-	2,325	-	7,740	9,319
Fe ₃ O ₄	-	-	14,294	-	-	-	-	-	5,457	-	19,751	23,783
FeO	-	-	16,266	-	-	-	-	-	4,658	-	20,923	25,194
Fe	-	-	0,503	-	-	-	-	-	-	-	0,503	0,606
Ni	0,892	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,892	1,074
NiO	0,231	-	-	-	-	-	-	-	0,063	-	0,294	0,354
Co	-	0,048	-	-	-	-	-	-	-	-	0,048	0,058
CoO	-	0,048	-	-	-	-	-	-	0,013	-	0,061	0,073
MgO	-	-	-	0,203	-	-	-	-	0,134	-	0,337	0,406
MnO ₂	-	-	-	-	0,653	-	-	-	0,380	-	1,033	1,244
Otros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	12,092	11,817	14,229
Total.	1,123	0,096	37,596	1,824	0,653	1,286	4,025	3,456	21,170	11,817	83,047	100,000
%	1,352	0,116	45,271	2,196	0,786	1,549	4,847	4,161	25,492	14,229	100	-

Anexo
17.

Composición racional del mineral reducido para el RTB

Anexo 18. Composición racional del mineral reducido para el RTA

COMPUESTOS Y ELEMENTOS	Ni	Co	Fe	Mg	Mn	Cr	Al	Si	O	Otros	Total	%
Al ₂ O ₃	-	-	-	-	-	-	3,416	-	3,593	-	7,009	8,434
Fe ₂ O ₃ .4SiO ₂	-	-	0,279	-	-	-	-	0,561	0,440	-	1,280	1,540
Mg ₂ [SiO ₄]	-	-	-	0,849	-	-	-	0,613	1,117	-	2,578	3,102

Mg ₂ [Si ₂ O ₆]	-	-	-	0,530	-	-	-	0,613	1,047	-	2,190	2,635
(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	-	-	0,866	0,377	-	1,613	0,837	-	0,992	-	4,685	5,637
βSiO ₂	-	-	-	-	-	-	-	1,265	0,884	-	2,149	2,586
Fe ₂ O ₃	-	-	6,830	-	-	-	-	-	2,934	-	9,763	11,748
Fe ₃ O ₄	-	-	17,109	-	-	-	-	-	6,532	-	23,642	28,448
FeO	-	-	14,512	-	-	-	-	-	4,156	-	18,668	22,463
Fe	-	-	0,449	-	-	-	-	-	-	-	0,449	0,540
Ni	0,910	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,910	1,095
NiO	0,213	-	-	-	-	-	-	-	0,058	-	0,272	0,327
Co	-	0,048	-	-	-	-	-	-	-	-	0,048	0,058
CoO	-	0,048	-	-	-	-	-	-	0,013	-	0,061	0,073
MgO	-	-	-	0,222	-	-	-	-	0,140	-	0,352	0,423
MnO ₂	-	-	-	-	0,653	-	-	-	0,436	-	1,185	1,426
Otros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	7,865	7,865	9,464
Total.	1,123	0,096	40,045	1,968	0,749	1,613	4,253	3,052	22,341	7,865	83,104	100,000
%	1,352	0,116	48,187	2,368	0,901	1,941	5,117	3,672	26,883	9,464	100,000	-

Anexo 19. Composición racional del polvo para el RTB

COMPUESTO Y ELEMENTO	Ni	Co	Fe	Mg	Mn	Cr	Al	Si	O	H	Otros	Total	%
$\text{Al}_4[\text{Si}_4\text{O}_{10}].(\text{OH})_8$	-	-	-	-	-	-	0,024	0,025	0,063	0,002	-	0,113	3,401
Al_2O_3	-	-	-	-	-	-	0,116	-	0,103	-	-	0,220	6,589
$\text{Fe}_2[\text{Si}_4\text{O}_{10}]\text{O}$	-	-	0,036	-	-	-	-	0,036	0,056	-	-	0,128	3,844
Fe_2O_3	-	-	1,259	-	-	-	-	-	0,541	-	-	1,800	54,029
NiO	0,047	-	-	-	-	-	-	-	0,013	-	-	0,060	1,787
CoO	-	0,004	-	-	-	-	-	-	0,001	-	-	0,005	0,153
MnO_2	-	-	-	-	0,027	-	-	-	0,016	-	-	0,043	1,292
βSiO_2	-	-	-	-	-	-	-	0,034	0,039	-	-	0,074	2,213
$(\text{Mg,Fe})(\text{Cr,Al})_2\text{O}_4$	-	-	0,029	0,013	-	0,054	0,028	-	0,033	-	-	0,156	4,673
$\text{Mg}_6.(\text{Si}_4\text{O}_{10}).(\text{OH})_8$	-	-	-	0,063	-	-	-	0,049	0,125	0,003	-	0,241	7,239
Otros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,492	0,492	14,779
Total.	0,047	0,004	1,324	0,076	0,027	0,054	0,168	0,144	0,991	0,005	0,492	3,332	100,000
%	1,405	0,120	39,733	2,281	0,816	1,609	5,034	4,322	29,742	0,157	14,779	100,000	-

Anexo 20. Composición racional del polvo para el RTA

COMPUESTO Y ELEMENTO	Ni	Co	Fe	Mg	Mn	Cr	Al	Si	O	H	Otros	Total	%
$\text{Al}_4[\text{Si}_4\text{O}_{10}].(\text{OH})_8$	-	-	-	-	-	-	0,020	0,020	0,052	0,001	-	0,093	2,842
Al_2O_3	-	-	-	-	-	-	0,023	-	0,109	-	-	0,232	7,049
$\text{Fe}_2[\text{Si}_4\text{O}_{10}]\text{O}$	-	-	0,023	-	-	-	-	0,023	0,037	-	-	0,083	2,531
Fe_2O_3	-	-	1,346	-	-	-	-	-	0,578	-	-	1,924	58,463
NiO	0,047	-	-	-	-	-	-	-	0,013	-	-	0,060	1,810
CoO	-	0,004	-	-	-	-	-	-	0,001	-	-	0,005	0,155
MnO_2	-	-	-	-	0,031	-	-	-	0,018	-	-	0,049	1,500
βSiO_2	-	-	-	-	-	-	-	0,032	0,037	-	-	0,069	2,103
$(\text{Mg,Fe})(\text{Cr,Al})_2\text{O}_4$	-	-	0,036	0,016	-	0,067	0,035	-	0,041	-	-	0,195	5,933
$\text{Mg}_6.(\text{Si}_4\text{O}_{10}).(\text{OH})_8$	-	-	-	0,066	-	-	-	0,051	0,131	0,004	-	0,252	7,655
Otros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,328	0,328	9,960
Total.	0,047	0,004	1,405	0,082	0,031	0,067	0,177	0,127	1,017	0,005	0,328	3,290	100,000
%	1,422	0,122	42,700	2,492	0,948	2,042	5,386	3,865	30,908	0,155	9,960	100,000	-

Anexo 21. Tabla general de balance de masa para el RTB

Entrada.																
Compuestos	Ni	Co	Fe	Mg	Mn	Cr	Al	Si	O	H	C	N	S	Otros	Total	%
Mena	1,170	0,100	38,92	1,900	0,680	1,340	4,193	3,60	37,301	1,420	-	-	-	12,310	102,93	77,179
Petróleo Aditivo	-	-	-	-	-	-	-	-	0,017	0,326	2,512	0,018	0,074	0,007	2,95	2,215
Petróleo Tecnológico	-	-	-	-	-	-	-	-	0,006	0,110	0,850	0,006	0,025	0,003	1,00	0,750
Aire	-	-	-	-	-	-	-	-	6,167	-	-	20,338	-	-	26,481	19,856
Total	1,170	0,100	38,920	1,900	0,680	1,340	4,193	3,600	43,492	1,857	3,362	20,338	0,099	12,320	133,370	100,00
%	0,877	0,075	29,182	1,425	0,510	1,005	3,144	2,699	32,610	1,392	2,520	15,249	0,074	9,237	100,00	-
Salida.																
Producto	1,123	0,096	37,596	1,824	0,653	1,286	4,025	3,456	21,170	-	0,060	-	0,010	11,827	83,127	62,328
Polvo	0,047	0,004	1,324	0,076	0,027	0,054	0,168	0,144	0,991	0,005	-	-	-	0,492	3,332	2,498
Gases.	-	-	-	-	-	-	-	-	21,331	1,851	3,302	20,338	0,089	-	46,911	35,174
Total.	1,170	0,100	38,920	1,900	0,680	1,340	4,193	3,600	43,492	1,857	3,362	20,338	0,099	12,320	133,370	100,00
%	0,877	0,075	29,182	1,425	0,510	1,005	3,144	2,699	32,610	1,392	2,520	15,249	0,074	9,237	100,00	-

Anexo 22. Tabla general de balance de masa para el RTA

Entrada.																
Compuestos	Ni	Co	Fe	Mg	Mn	Cr	Al	Si	O	H	C	N	S	Otros	Total	%
Mena	1,170	0,100	41,45	2,050	0,780	1,680	4,430	3,18	38,988	1,522	-	-	-	8,193	103,54	77,301
Petróleo Aditivo	-	-	-	-	-	-	-	-	0,018	0,332	2,554	0,018	0,075	0,008	3,00	2,243
Petróleo Tecnológico	-	-	-	-	-	-	-	-	0,006	0,110	0,850	0,006	0,025	0,003	1,00	0,747
Aire	-	-	-	-	-	-	-	-	6,148	-	-	20,255	-	-	26,399	19,709
Total	1,170	0,100	41,450	2,050	0,780	1,680	4,430	3,179	45,160	1,964	3,404	20,275	0,100	8,203	133,945	100,00
%	0,873	0,075	30,946	1,530	0,582	1,254	3,307	2,373	33,715	1,466	2,541	15,137	0,075	6,124	100,00	-
Salida.																
Producto																
Producto	1,123	0,096	40,045	1,968	0,749	1,613	4,253	3,052	22,341	-	0,051	-	0,010	7,875	83,175	62,097
Polvo	0,047	0,004	1,405	0,082	0,031	0,067	0,177	0,127	1,017	0,005	-	-	-	0,328	3,290	2,456
Gases	-	-	-	-	-	-	-	-	21,802	1,959	3,352	20,275	0,091	-	47,480	35,447
Total	1,170	0,100	41,450	2,050	0,780	1,680	4,430	3,179	45,160	1,964	3,404	20,275	0,100	8,203	133,945	100,00
%	0,873	0,075	30,946	1,530	0,582	1,254	3,307	2,373	33,715	1,466	2,541	15,137	0,075	6,124	100,00	-

Anexo 23. Temperaturas de trabajo del horno para el RTB

Temperaturas	RTB	RTA
Temperatura de gases en cámara	1387 °C	1381 °C
Temperatura de gases en chimenea	330 °C	330 °C
Temperatura del mineral de entrada	25 °C	25 °C
Temperatura del mineral de salida	738 °C	777 °C
Temperatura de entrada del petróleo	110 °C	110 °C
Temperatura de entrada del aire	25 °C	25 °C

Compuestos y elementos	Ecuaciones de las capacidades caloríficas específicas	T _{ent.} mineral, K	MM _{com.} kg/kmol	Fr	C _{pesp.} kJ/(kg.K)
NiO	$4110,72-5,302412*T+3.52061*10^{-3}*T^2-53039,297*T^{0.5}+2,43067*10^7*T^{-2}$	298	74,68	0,014	0,009
CoO	$48,32+8,54*10^{-3}*T-1,67*10^5*T^{-2}$	298	74,92	0,001	0,001
MnO ₂	$46,52+8,12*10^{-3}*T-3,69*10^5*T^{-2}$	298	86,92	0,010	0,006
α-SiO ₂	$47,01 + 34,36*10^{-3} *T - 11,31*10^5 *T^{-2}$	298	60,06	0,018	0,013
Fe ₃ O ₄	$167,14 + 78,96*10^{-3} *T - 41,91*10^5 *T^{-2}$	298	231,48	0,078	0,048
2FeOOH	X{Fe ₂ O ₃ }*Cp{Fe ₂ O ₃ }+X{H ₂ O}*Cp{H ₂ O}	298	177,64	0,606	0,944
Al ₂ O ₃ .3H ₂ O	X{Al ₂ O ₃ }*Cp{Al ₂ O ₃ }+X{H ₂ O}*Cp{H ₂ O}	298	155,9	0,082	1,155
Fe ₂ .(Si ₄ O ₁₀)(OH) ₂ .H ₂ O	X{Fe ₂ {Si ₄ O ₁₀ }O}*Cp{Fe ₂ {Si ₄ O ₁₀ }O}+X(H ₂ O)*Cp(H ₂ O)	298	435,87	0,034	0,930
(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	$38,96+5,34*T*10^{-3}-7,62*T^{-2}*10^5$	298	302,04	0,038	0,004
Al ₄ (Si ₄ O ₁₀).(OH) ₈ .4H ₂ O	X[Al ₄ [Si ₄ O ₁₀].(OH) ₈]*Cp[Al ₄ [Si ₄ O ₁₀].(OH) ₈]+X[H ₂ O]*Cp[H ₂ O]	298	588,02	0,031	2,008
Mg ₆ .(Si ₄ O ₁₀).(OH) ₈	$1079,54 -6,1446*10^{-3}*T^{0.5}-28,9252*10^{-6}*T^{-2}+394,752*10^{-7}*T^{-3}$	298	553,94	0,059	0,114
Total	-	-	-	1,00	0,476

Anexo 24. Cálculo de las capacidades caloríficas de los minerales que entran al horno

Anexo 25. Cálculo de las capacidades caloríficas del mineral reducido

Compuestos y elementos	Ecuaciones de las capacidades caloríficas específicas	T _{salida M.R} , K	MM _{com} , kg/kmol	Fr	C _{p esp} , kJ/(kg.K)
NiO	$-8,776+4,2232*10^{-2}*T-7,5267*10^{-6}*T^2+787,25*T^{0.5}+3,6067*10^6*T^{-2}$	1011	74,68	0,004	0,003
Ni	$16,99 + 29,46 * 10^{-3} * T$	1011	58,69	0,011	0,009
CoO	$48,32+8,54*10^{-3}*T-1,67*10^5*T^{-2}$	1011	74,92	0,001	0,001
Co	-	1011	58,93	0,001	0,0002
MnO ₂	$46,52+8,12*10^{-3}*T-3,69*10^5*T^{-2}$	1011	86,92	0,012	0,008
β-SiO ₂	$60,38 + 8.13*10^{-3} * T$	1011	60,06	0,028	0,032
α-Fe ₃ O ₄	$167,14 + 78,96*10^{-3} * T - 41,91*10^5 * T^{-2}$	1011	231,48	0,238	0,250
α-Fe ₂ O ₃	$11761,609-3,8316705*T+6,391782*10^{-4}*T^2-2,9975290*10^5*T^{-0.5}+1,115308*10^9*T^{-2}$	1011	159,65	0,235	0,300
g-Al ₂ O ₃	$115,1+ 11,81*10^{-3} * T - 35,09*10^5 * T^{-2}$	1011	101,93	0,084	0,102
(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	$38,96+5,34*T*10^{-3}-7.62*T^{-2}*10^5$	1011	302,04	0,045	0,006
Fe ₂ O ₃ .4SiO ₂ (Amorfo)	$X[Fe_2O_3]*Cp[Fe_2O_3]+X[SiO_2]*Cp[SiO_2]$	1011	399,89	0,024	0,139
FeO	$52,84 + 6,25*10^{-3} * T - 3,19*10^5 * T^{-2}$	1011	71,83	0,252	0,206
Fe	-	1011	55,84	0,006	0,003
Mg ₂ [SiO ₄]	$227,98 + 3,4139*10^{-3} * T - 8,9397*10^5 * T^{-2} - 1744,6*T^{-0,5}$	1011	140,64	0,030	0,037

Mg ₂ [Si ₂ O ₆] (Amorfo)	$350,7 - 0,1473 \cdot T + 1,679 \cdot 10^6 \cdot T^{-2} - 4296 \cdot T^{-0,5} + 4,826 \cdot 10^{-5} \cdot T^2$	1011	200,7	0,025	0,015
MgO	$42,62 + 7,29 \cdot 10^{-3} \cdot T - 6,2 \cdot 10^5 \cdot T^{-2}$	1011	40,29	0,004	0,005
Total	-	-	-	1,000	1,117

Anexo 26. Cálculo de las capacidades caloríficas del polvo para el RTB.

Compuestos y elementos	Ecuaciones de las capacidades caloríficas específicas	T _{salida} , polvo, K	MM _{com} , kg/kmol	Fr	C _{pesp} , kJ/(kg.K)
Al ₄ [Si ₄ O ₁₀].(OH) ₈	$1046,460 - 8,8534 \cdot 10^{-3} \cdot T^{0,5} - 4,4886 \cdot 10^{-6} \cdot T^{-2} + 18,462 \cdot 10^{-7} \cdot T^{-3}$	603	516,06	0,034	0,069
Al ₂ O ₃	$115,1 + 11,81 \cdot 10^{-3} \cdot T - 35,09 \cdot 10^5 \cdot T^{-2}$	603	101,93	0,066	0,073
Fe ₂ [Si ₄ O ₁₀]O	$338,120 - 2,3860 \cdot 10^{-3} \cdot T^{0,5} - 4,1944 \cdot 10^{-6} \cdot T^{-2} + 58,506 \cdot 10^{-7} \cdot T^{-3}$	603	399,89	0,038	0,033
Fe ₂ O ₃	$11761,609 - 3,8316705 \cdot T + 6,391782 \cdot 10^{-4} \cdot T^2 - 2,9975290 \cdot 10^5 \cdot T^{0,5} + 1,115308 \cdot 10^9 \cdot T^{-2}$	603	159,65	0,540	1,840
NiO	$-8,776 + 4,2232 \cdot 10^{-2} \cdot T - 7,5267 \cdot 10^{-6} \cdot T^2 + 787,25 \cdot T^{-0,5} + 3,6067 \cdot 10^6 \cdot T^{-2}$	603	74,68	0,018	0,013
CoO	$48,32 + 8,54 \cdot 10^{-3} \cdot T - 1,67 \cdot 10^5 \cdot T^{-2}$	603	74,92	0,002	0,001
MnO ₂	$46,52 + 8,12 \cdot 10^{-3} \cdot T - 3,69 \cdot 10^5 \cdot T^{-2}$	603	86,92	0,013	0,007
βSiO ₂	$47,01 + 34,36 \cdot 10^{-3} \cdot T - 11,31 \cdot 10^5 \cdot T^{-2}$	603	60,06	0,022	0,024
(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	$38,96 + 5,34 \cdot T \cdot 10^{-3} - 7,62 \cdot T^{-2} \cdot 10^5$	603	302,04	0,047	0,006
Mg ₆ .(Si ₄ O ₁₀).OH) ₈	$1079,54 - 6,1446 \cdot 10^{-3} \cdot T^{0,5} - 28,9252 \cdot 10^{-6} \cdot T^{-2} + 394,752 \cdot 10^{-7} \cdot T^{-3}$	603	553,94	0,002	0,005
total	-	-	-	-	0,207

Anexo 27. Cálculo de las capacidades caloríficas del polvo para el RTA.

Compuestos y elementos	Ecuaciones de las capacidades caloríficas específicas	T _{salida. polvo,} K	MM _{com,} kg/kmol	Fr	C _{resp,} kJ/(kg.K)
Al ₄ [Si ₄ O ₁₀].(OH) ₈	$1046,460-8,8534*10^{-3}*T^{-0.5}-4,4886*10^{-6}*T^{-2}+18,462*10^{-7}*T^{-3}$	603	516,06	0,028	0,058
Al ₂ O ₃	$115,1+ 11,81*10^{-3} *T - 35,09*10^5 *T^{-2}$	603	101,93	0,070	0,078
Fe ₂ [Si ₄ O ₁₀]O	$338,120-2,3860*10^{-3}*T^{-0.5}-4,1944*10^{-6}*T^{-2}+58,506*10^{-7}*T^{-3}$	603	399,89	0,025	0,021
Fe ₂ O ₃	$11761,609-3,8316705*T+6,391782*10^{-4}*T^2-2,9975290*10^5*T^{-0.5}+1,115308*10^9*T^{-2}$	603	159,65	0,585	1,991
NiO	$-8,776+4,2232*10^{-2}*T-7,5267*10^{-6}*T^2+787,25*T^{-0.5}+3,6067*10^6*T^{-2}$	603	74,68	0,018	0,014
CoO	$48,32+8,54*10^{-3}*T-1,67*10^5*T^{-2}$	603	74,92	0,002	0,001
MnO ₂	$46,52+8,12*10^{-3}*T-3,69*10^5*T^{-2}$	603	86,92	0,015	0,009
βSiO ₂	$47,01 + 34,36*10^{-3} *T - 11,31*10^5 *T^{-2}$	603	60,06	0,021	0,023
(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	$38,96+5,34*T*10^{-3}-7,62*T^{-2}*10^5$	603	302,04	0,059	0,008
Mg ₆ .(Si ₄ O ₁₀). (OH) ₈	$1079,54 -6,1446*10^{-3}*T^{-0.5}-28,9252*10^6*T^2+394,752*10^{-7}*T^{-3}$	603	553,94	0,003	0,005

Total	-	-	-	-	0,221
-------	---	---	---	---	-------

Anexo 28. Tabla general del balance energético para el RTB

ACÁPITES DE ENTRADA		Q, kJ	Total, %
1	Calor aportado por la combustión del P.T	227805,106	97,59
2	Calor físico del aire en cámaras de comb.	1493,622	0,64
3	Calor sensible del petróleo en cámaras	1437,894	0,62
4	Calor sensible de la materia prima	1189,087	0,51
5	Calor de las reacciones exotérmicas	1500,265	0,64
Total		233425,973	100,00
ACÁPITES DE SALIDA		-	-
CALOR ÚTIL		-	-
6	Calor sensible del mineral reducido	93748,559	40,16
7	Calor por las reacciones de disociación	56602,517	24,25
8	Calor para evaporar el agua	7551,840	3,24
PÉRDIDAS		-	-
9	Calor sensible con el polvo	416,022	0,18
10	Calor sensible de los gases salientes	49430,178	21,18
11	Calor de pérdidas al M.A	25676,857	11,00
Total		233425,973	100,00

Anexo 29. Tabla general del balance energético para el RTA

ACÁPITES DE ENTRADA		Q, kJ	Total, %
1	Calor aportado por la combustión del P.T	238740,819	97,67
2	Calor físico del aire en cámaras de comb.	1247,088	0,51
3	Calor sensible del petróleo en cámaras	1510,345	0,62
4	Calor sensible de la materia prima	1191,152	0,49
5	Calor de las reacciones exotérmicas	1750,493	0,72
Total		244439,898	100,00
ACÁPITES DE SALIDA		-	-
CALOR ÚTIL		-	-
6	Calor sensible del mineral reducido	96533,480	39,49
7	Calor por las reacciones de disociación	58516,145	23,94
8	Calor para evaporar el agua	9115,692	3,73
PÉRDIDAS		-	-
9	Calor sensible con el polvo	437,789	0,18
10	Calor sensible de los gases salientes	52948,404	21,66
11	Calor de pérdidas al M.A	26888,389	11,00

Total	244439,898	100,00
-------	------------	--------