



Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa
“Dr. Antonio Núñez Jiménez”
Facultad de Metalurgia Electromecánica
Departamento de Metalurgia - Química

EVALUACIÓN DE LA REDUCCIÓN DE MINERAL LATERÍTICO EN HORNOS DE MÚLTIPLES SOLERAS

Trabajo de diploma en opción al título de Ingeniero Metalúrgico

RAMÓN BLETT REVÉ

Moa
2015



Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa
“Dr. Antonio Núñez Jiménez”
Facultad de Metalurgia Electromecánica
Departamento de Metalurgia - Química

EVALUACIÓN DE LA REDUCCIÓN DE MINERAL LATERÍTICO EN HORNOS DE MÚLTIPLES SOLERAS

Trabajo de diploma en opción al título de Ingeniero Metalúrgico

Autor: Ramón Blett Revé

Tutor: Ing. Raudelis Cortina Perdomo

Moa

2015

PENSAMIENTO

“Hay una fuerza motriz más poderosa que el vapor, la electricidad y la energía atómica: la voluntad.”

Albert Einstein



AGRADECIMIENTOS

Le doy gracias:

A Dios.

A la Revolución Cubana, por darme la oportunidad de realizar uno de mis sueños y por su inigualable sistema de educación.

A mi familia, mis amigos y mis compañeros de estudio.

A los profesores que en estos años de estudio me han enseñado mucho.

A mis tutores por su ayuda y tiempo brindados, sin los cuales no habría sido posible la culminación de este trabajo.

A todos los que de una forma u otra han contribuido a mi formación profesional.

DEDICATORIA

Dedico este trabajo a mi hijo Samuel y a mi madre Paula.



RESUMEN

En el presente trabajo se evaluó la reducción de mineral laterítico en el horno diez de la Planta de Hornos de Reducción de la empresa Productora de Níquel y Cobalto “Comandante Ernesto Ché Guevara”. Se realizó una revisión bibliográfica de los documentos que abordan la temática en cuestión. Se monitorearon las principales variables del proceso; temperatura del mineral reducido en la descarga de H15 para H16, composición química del mineral alimentado y reducido, temperatura de los gases de salida, flujo de mineral, consumos de fuel oil en cámaras y aditivo, constante de equilibrio químico en H10, composición química de los gases de salida de las cámaras de combustión y en la chimenea del horno. Se determinaron los aportes y consumos de energía mediante los balances térmico y de masa. Se empleo el Software Microsoft Excel para la solución de las ecuaciones. Los resultados obtenidos demuestran que existen condiciones de operación que afectan la eficiencia económica y metalúrgica del proceso de tostación reductora en el horno de Herreshoff.

ABSTRACT

In the present work the reduction of mineral laterítico in the oven ten of the Reduction Furnaces Plan Company Producer of Nickel and Cobalt "Comandante Ernesto Ché Guevara" was evaluated. A bibliographic review of documents that deal the issue in question was performed. The main variables of the heat transfer process is monitored; temperature of the ore reduced in H15's discharge for H16, chemical composition of the ore supplied and reduced, temperature of the gases of exit, flux of ore, consumptions of fuel oil in chambers and additive, constant of chemical equilibrium in H10, chemical composition of the gases of exit of the combustion chambers and in the oven's chimney. The contributions and consumptions of energy were determined by the heat and mass balances. Microsoft Excel Software was employed for the solution of the equations. The results demonstrate that there operation conditions that affect the economic and metallurgic efficiency of the reducing tostation process in Herreshoff's oven.

TABLA DE CONTENIDOS

INTRODUCCIÓN	1
1. MARCO TEÓRICO DE LA INVESTIGACIÓN	7
1.1 Caracterización del flujo tecnológico en la empresa “Productora de Níquel y Cobalto Comandante Ernesto Ché Guevara”	7
1.2 Flujo tecnológico de la Unidad Básica de Producción Planta de Hornos de Reducción.	9
1.3 Particularidades de la reducción del mineral laterítico en el horno de múltiples soleras.	10
1.3.1 Factores que influyen en las operaciones del horno.	11
1.3.2 Transformaciones físico-químicas principales en las diferentes zonas del horno de reducción.	13
1.4 Análisis bibliográfico.	16
1.4.1 Trabajos referentes a la cinética de las reacciones químicas en el proceso de reducción con el empleo de petróleo aditivo.	16
1.4.2 Trabajos sobre pérdidas de energía y aprovechamiento del calor.	17
1.4.3 Influencia de la composición mineralógica en el proceso de reducción.	17
1.4.4 Trabajos sobre uso, consumo e influencia del petróleo aditivo en el proceso de reducción.	18
1.4.5 Balances de masa y energía en el horno Herreshoff.	19
Conclusiones del capítulo 1	20
2. MATERIALES Y MÉTODOS	21
2.1 Características técnico operativas de los hornos de reducción.	21

2.2 Sistema de adquisición de datos.....	22
2.3 Instrumentos de medición.....	24
2.4 Variables que se analizaron.....	25
2.5 Metodología de cálculo de los balances de masa y energía.....	25
2.5.1 Cálculo de la composición racional del mineral alimentado.....	25
2.5.2 Cálculo del petróleo aditivo.....	27
2.5.3 Cálculo del petróleo tecnológico.....	28
2.5.4 Cálculo del mineral reducido.....	29
2.5.5 Cálculo del polvo arrastrado por los gases.....	30
2.5.6 Cálculo de los gases de salida del horno.....	30
2.6 Metodología de cálculo del balance de energía.....	32
2.6.1 Calor aportado por la combustión del petróleo.....	32
2.6.2 Calor físico del aire en cámaras de combustión.....	33
2.6.3 Calor sensible del petróleo en cámaras.....	33
2.6.4 Calor sensible del mineral tecnológico seco.....	33
2.6.5 Calor aportado por las reacciones exotérmicas.....	34
2.6.6 Calor sensible del mineral reducido.....	34
2.6.7 Calor consumido por las reacciones endotérmicas.....	35
2.6.8 Calor consumido para calentar, evaporar y sobrecalentar el H ₂ O _{libre} y enlazada en los minerales.....	35
2.6.9 Calor sensible de los gases salientes del horno.....	35
2.6.10 Calor sensible del polvo arrastrado por los gases.....	36
2.6.11 Pérdidas de energía al medio ambiente.....	36
Conclusiones del capítulo 2	39
3. ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS	41

3.1 Comportamiento de las variables tecnológicas del proceso.	42
3.2 Resultados del balance de masa.	45
3.3 Resultados del balance de energía.	48
3.4 Valoración técnico económica del proceso de reducción.	51
3.5 Impacto social y medioambiental.	52
3.5.1 Caracterización de los impactos.	52
3.5.2 Recomendaciones sobre medio ambiente, salud y seguridad.	53
Conclusiones del capítulo 3	55
CONCLUSIONES GENERALES	56
RECOMENDACIONES.....	57
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	58
ANEXOS	60

INTRODUCCIÓN

El proceso CARON, por medio del cual se extrae el níquel de los yacimientos lateríticos lixiviando el mineral reducido con una solución de carbonato de amonio a presión atmosférica, ha sido un proceso importante en la refinación de las lateritas con alto contenido de hierro. El mismo se aplica en nuestro país en la empresa Productora de Níquel y Cobalto Comandante Ernesto Ché Guevara ubicada en Punta Gorda, Moa.

La fábrica de Nicaro fue la primera en el mundo en implementar la tecnología Carbonato Amoniacal (Proceso CARON) en el año 1943, patrocinada por la Freeport Sulphur Company (EUA). La misma fue desarrollada posteriormente por las siguientes industrias **(Pantoja S, H. 2008)**:

- 1962 SERED (antigua Chécoslovaquia). 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, esta industria ha pasado a llamarse QUEENSLAND NICKEL.
- 1980 Inicia sus operaciones el Complejo Industrial TOCANTINS en Brasil.
- 1987 Inicia sus operaciones la Empresa Ernesto Ché Guevara ubicada en Punta Gorda, Moa, Cuba.

Esta tecnología está caracterizada por el alto consumo de fuel oil que representa aproximadamente un 70% (en el caso de Cuba) del costo unitario por libra de Ni+Co producida. Dentro de este porcentaje alrededor de una tercera parte se consume en el proceso de reducción en los hornos Herreshoff. Es importante señalar que en el proceso de reducción se emplea el fuel oil como reactivo químico, pues debido a la combustión incompleta del mismo en el horno se crea una atmósfera reductora a base de monóxido de carbono e hidrógeno. Además 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.

La composición de las menas procesadas por estas industrias en cuanto al contenido de Fe, SiO₂, Ni y Co es variable (según datos tabla 1) pues los valores de estos componentes oscilan en un amplio rango lo que se explica por las diferencias mineralógicas entre los yacimientos. Sin embargo, el número de hogares del horno y los principales parámetros tecnológicos de la tostación reductora para todos los minerales son prácticamente los mismos. En el caso del diámetro excluyendo a los hornos cubanos, el resto poseen el mismo.

Tabla 1. Composición química del mineral alimentado a las plantas industriales. **(Pantoja S, H. 2008).**

Plantas	Ni, %	Co, %	Fe, %	MgO, %	SiO ₂ , %
Nicaró	1,160	0,089	38,600	De 6,000 a 8,000	De 12,000 a 16,000
Punta Gorda	1,270	0,090	De 38,000 a 39,000	De 5,000 a 6,000	De 10,000 a 12,000
NONOC	1,220	0,100	De 38,000 a 39,000	6,300	-
SERED	0,945	0,063	51,400	1,700	7,550
Greenvale (GRV)	1,350	0,110	De 22,000 a 23,000	De 5,000 a 6,000	35,000
Queensland (QNI)	De 1,500 a 1,600	De 0,120 a 0,200	De 35,000 a 40,000	De 6,000 a 8,000	De 12,000 a 16,000
Tocantins	1,500	0,130	De 25,000 a 27,000	De 6,000 a 8,000	De 20,000 a 25,000

En Cuba el encendido de los primeros hornos de reducción se efectuó el 29 de septiembre de 1943 en Nicaro. La tecnología original utilizada en el proceso de reducción puede describirse de la siguiente forma:

El mineral seco y molido llegaba a la Planta, la alimentación se llevaba a efecto a través de alimentadores helicoidales sustituidos más adelante por alimentadores de

estrella. El mineral viajaba hogar a hogar con descarga alternativa central y periférica a contracorriente con el gas reductor (antracita tipo Bunker C). Los 17 hogares, se dividían en dos zonas, la de ignición y la reducción; del 0 al 5 comprendía la zona de ignición y del 6 al 16 la de reducción. Más de la mitad de los reductores eran aportados por gas manufacturado partiendo de carbón, en tanto que la mayor parte del calor, tanto para la remoción de agua de hidratación como para llevar el mineral a una temperatura de reacción, era suplido por el calentamiento directo de los hornos con petróleo. El combustible era quemado bajo condiciones de sólo 60% de aireación para mantener la atmósfera de los hornos rica en monóxido de carbono e hidrógeno. Debido al tipo de mineral procesado en esa época la concentración de los gases en los hornos de reducción era tal, que con las temperaturas existentes, una mayor porción (más del 80 %) del níquel era reducida a níquel metálico y solamente 3 a 4 % de hierro, reducido a hierro metálico.

En el año 1960 se nacionaliza la fábrica, en este periodo la producción se mantuvo a un ritmo relativamente bajo debido a las dificultades para la operación y mantenimiento de la planta. Al comenzar 1961 sólo estaban en operación 14 hornos, de los 21 existentes. A medida que se fue asegurando el abastecimiento de carbón y petróleo se fueron poniendo en operación los hornos que estaban inactivos.

En enero de 1995 se produjo una seria avería en la Planta productora de gas pobre por lo que se tomó la decisión de operar la Planta de Hornos con petróleo aditivo que se introducía en las correas calientes de la Planta de Secaderos, como solución al descalabro sufrido, años más tarde se demolió la Planta de Gas. La adición de petróleo al mineral trae:

- Formación de gas reductor dentro de la masa de mineral
- Mejora el contacto gas – sólido.
- Aumenta la concentración de reductores.

En este mismo año se lleva acabo el Programa de modernización de la Planta de Hornos de Reducción. Este proyecto estuvo enmarcado en el programa de modernización de la fábrica en su conjunto. Mediante el cual se implementó el sistema de combustión PRIOR además de realizarse serias reparaciones capitales. Con el

objetivo de alcanzar valores de níquel extractable por encima del 80 % además de reducir el consumo específico de petróleo por debajo de 50 kg/t de mineral procesado. Por su parte la empresa Productora de Níquel y Cobalto Comandante Ernesto Ché Guevara surgida en vísperas del derrumbe del campo socialista (1987) y con la misma tecnología que la de Nicaro, a lo largo de estos años ha ido a la par de la misma en las modificaciones en su proceso carbonato amoniacal. Siempre aprovechando la experiencia que se ha acumulado durante el proceso de explotación de la fábrica de Nicaro.

Esta opera con el mismo esquema tecnológico que la planta de Nicaro en el caso de los hornos de reducción el mineral se distribuye de la misma forma mediante una descarga alternativa central y periférica a contracorriente con los gases reductores. El horno se divide en cuatro zonas: la de secado, la de calentamiento, la de reducción y la de enfriamiento.

En la planta de hornos de esta empresa se pueden mencionar como los principales cambios en los últimos años los siguientes:

- Modificación de las cámaras por el sistema de combustión PRIOR.
- Modificación del sistema de pesaje de mineral.
- Sustitución del gas reductor por petróleo aditivo como reactivo químico.
- Reducción de averías de los transportadores y enfriadores de mineral, lográndose mayor estabilidad operativa.
- Automatización de la sección de los silos de mineral.
- Modernización del sistema de limpieza de gases, mediante el electrofiltro 9 de la tercera losa.
- Modificación de las máquinas de alta tensión de los electrofiltros 2, 5 y 6 de la planta.
- Reparación del ducto telescópico en el nivel 42,00 de la planta.

Situación problemática

A nivel industrial se observan variaciones en las extracciones de níquel y cobalto en el proceso de reducción en los hornos Herreshoff, debido a la variación en la composición química en las menas alimentadas, al consumo de fuel oil en cámaras y aditivo, a la

concentración de gases dentro del horno y a la temperatura en los hogares del mismo. El elevado consumo de fuel oil en esta tecnología obliga a optimizar los parámetros tecnológicos de operación del horno, para lograr mejores valores de eficiencia.

Por lo cual identificamos como:

Problema de la investigación

La necesidad de evaluar la reducción de mineral laterítico en el horno diez de la planta Hornos de Reducción de la empresa Productora de Níquel y Cobalto Comandante Ernesto Ché Guevara, bajo las actuales condiciones de operación, para determinar el comportamiento del extractable de níquel, con relación a las variables y parámetros del proceso tecnológico.

Para su solución se plantea la siguiente:

Objeto de estudio

El horno de múltiples soleras número diez de la planta Hornos de Reducción de la empresa Productora de Níquel y Cobalto Comandante Ernesto Ché Guevara.

Objetivo General

Evaluar la reducción de mineral laterítico en el horno diez de la planta Hornos de Reducción de la empresa Productora de Níquel y Cobalto Comandante Ernesto Ché Guevara, bajo las actuales condiciones de operación.

Objetivos específicos

1. Determinar cómo influyen las variables del proceso tecnológico: consumo de fuel oil en cámaras y aditivo, composición química de la materia prima y la composición gaseosa en la eficiencia metalúrgica de la reducción.
2. Identificar los problemas fundamentales del proceso de reducción.
3. Realizar los balances de masa y energía del proceso de reducción en el horno diez de la planta.

Tareas a realizar

1. Revisión bibliográfica de trabajos investigativos relacionados con la tecnología de reducción en el horno de Herreshoff, que permita el establecimiento del estado del arte de la temática.
2. Procesamiento de la información y evaluación de los resultados.
3. Monitoreo y registro de las variables que intervienen en el proceso de reducción en el horno de Herreshoff.
4. Establecimiento del procedimiento de los balances de masa y energía de la instalación para la determinación del comportamiento de las principales variables del proceso.
5. Valoración técnica y económica del proceso, así como de las afectaciones medioambientales asociadas al mismo.

Campo de acción

El proceso de reducción de mineral laterítico en hornos Herreshoff.

Hipótesis

Si se evalúa la reducción de mineral laterítico en el horno diez de la planta Hornos de Reducción de la empresa Productora de Níquel y Cobalto Comandante Ernesto Ché Guevara, bajo las actuales condiciones de operación, entonces se podrá pronosticar el comportamiento del extractable de níquel con relación a las variables del proceso tecnológico.

En el desarrollo de la investigación se aplican los siguientes **métodos**:

- Documental y bibliográfico para la sistematización del conjunto de conocimientos y teorías relacionadas con el proceso de reducción del mineral laterítico.
- Técnicas computacionales para la representación gráfica de las variables que caracterizan la instalación.
- Inductivo-deductivo para el establecimiento del procedimiento de cálculo.
- La medición de los parámetros de operación para la obtención de la base de datos.

1. MARCO TEÓRICO DE LA INVESTIGACIÓN

En el proceso de obtención del níquel, la Planta Hornos de Reducción es de vital importancia, en ella se crean las condiciones (reducción de los óxidos de níquel y cobalto) para la extracción del mineral en su forma metálica, un elemento importante dentro de ella lo constituyen los hornos de soleras múltiples. Por tal motivo el objetivo de este capítulo es establecer los principales elementos teóricos relacionados con el objeto de estudio y los aspectos fundamentales que rigen el proceso de reducción del mineral laterítico, mediante una amplia revisión bibliográfica de la temática en cuestión.

1.1 Caracterización del flujo tecnológico en la empresa “Productora de Níquel y Cobalto Comandante Ernesto Ché Guevara”.

El área que ocupa la empresa “Productora de Níquel y Cobalto Comandante Ernesto Ché Guevara” está al norte del yacimiento de mineral de Punta Gorda, en la costa norte de la provincia de Holguín, Cuba, entre los ríos Moa y Yagrumaje, a 4 km de la ciudad de Moa. El proceso de extracción de níquel según el esquema de lixiviación carbonato amoniacal del mineral laterítico reducido, se caracteriza por una extracción de: 75 a 76 % de níquel y 25 a 30 % de cobalto **(Anónimo 2014 a)** y comprende las siguientes actividades:

Unidad Básica Minera: Suministra la mena a la fábrica que está situada al suroeste del área industrial. La mena de la capa superior está compuesta de limonita y el cuerpo de limonita y serpentina blanda. Los componentes fundamentales de la mena son: Ni $\geq$ 1,24 %; Co $\geq$ 0,09 %; Fe $\geq$ 36,5 %; SiO₂ (10,5 a 11,5 %); MgO (4 a 6 %); S (0,2 a 0,4 %); C (2 a 2,8 %) **(Anónimo 2014 a)**. La transportación se realiza directamente desde las excavaciones hasta el área de recepción de la fábrica mediante camiones volquetas.

Unidad Básica de Producción Planta de Preparación de Mineral: Recibe la mena, desde el punto de recepción a través de transportadores de bandas, para ser

introducida a los secaderos cilíndricos rotatorios donde disminuye su humedad de 38 % hasta valores de (4,0 a 5,5 %). Luego pasa a la sección de molienda a través de transportadores de bandas, donde es desmenuzado en molinos de bolas hasta una granulometría de 0,074 mm.

Unidad Básica de Producción Planta de Hornos de Reducción: Ocurre el proceso de reducción del níquel contenido en el mineral. Está constituida por 24 hornos de soleras múltiples, los que descargan el mineral a 12 enfriadores, de donde pasa a la planta de Lixiviación y Lavado.

Unidad Básica de Producción Planta de Lixiviación y Lavado: El mineral reducido y enfriado, se mezcla con licor amoniacal en la canal de prelixiviación que lo lleva al tanque de contacto, desde donde se envía a un sistema de turboaeradores. En este proceso de reacciones es necesario enfatizar en el control de la temperatura y la densidad de la pulpa que sale del tanque de contacto y llega a los turboaeradores, ya que estas variables afectan la cantidad de magnesio que entra en la solución. A mayor temperatura de la pulpa, mayor será la cantidad de hierro disuelto inicialmente. A menor temperatura de la pulpa, mayor será la disolución de oxígeno procedente del aire introducido a los turboaeradores. La velocidad de disolución del oxígeno gobierna el proceso de las reacciones de lixiviación. Luego la pulpa pasa a los sedimentadores donde el licor producto de la lixiviación, rico en níquel y cobalto se obtiene por reboso y se separa de los sólidos, siendo bombeada una parte para recuperación de amoníaco y la otra parte para la sección de enfriamiento, donde se incorpora nuevamente al proceso por los tanques de contacto. Los sólidos sedimentados en forma de pulpa se extraen por la parte inferior del sedimentador y se dirigen hacia dos sistemas paralelos de cinco etapas de lavado **(Anónimo 2014 b)**. El licor producto se evacua desde el sistema de lixiviación y lavado después de la primera etapa de lixiviación y en forma de la fase líquida de la pulpa de cola desde la quinta etapa de lavado hacia la Unidad Básica de Producción Planta de Precipitación de Sulfuro de Níquel más Cobalto y de Recuperación de Amoníaco.

Unidad Básica de Producción Planta de Precipitación de Sulfuro de Níquel más Cobalto y de Recuperación de Amoníaco: El licor enriquecido en níquel y cobalto se somete a una inyección de hidrosulfuro de amonio o sulfhidrato de sodio para precipitar el cobalto

en forma de sulfuro, este producto se envasa y se comercializa. El licor descobaltizado se envía a la planta de Recuperación de Amoníaco. El licor carbonato amoniacal enriquecido en níquel recibe un tratamiento con vapor en las torres de destilación, obteniéndose el carbonato básico de níquel. La pulpa de desecho de la última etapa de lavado se envía a las torres de destilación de colas donde recibe tratamiento con vapor para la recuperación del licor amoniacal contenido en esa pulpa. El producto de desecho (cola) es enviado a la presa de cola. La pulpa de carbonato de níquel se envía a la planta de Calcinación y Sínter.

Unidad Básica de Producción Planta de Calcinación y Sínter: Luego de filtrado el carbonato básico de níquel es alimentado a los hornos de calcinación para la obtención del óxido de níquel, que es utilizado en el proceso de sinterización, obteniéndose el sínter níquel que constituye el producto final de la planta y de la fábrica. Este producto es envasado en grandes bolsas y trasladado al puerto para su comercialización.

1.2 Flujo tecnológico de la Unidad Básica de Producción Planta de Hornos de Reducción.

El mineral almacenado en las tolvas de la sección de molienda de la Unidad Básica de Producción Planta de Preparación de Mineral es enviado a los silos de mineral de la Planta de Hornos de Reducción. El mineral es bombeado hasta las tolvas de los hornos y de estas pasa a los dosificadores de pesaje automático, (capacidad hasta 22 t/h), encargados de garantizar una alimentación uniforme a cada horno a través del pesaje que realizan de acuerdo al tonelaje fijado. Luego el mineral se descarga al sinfín alimentador que lo transporta hacia el hogar cero del horno, donde es sometido al proceso de reducción que se logra, en un horno de hogares múltiples (17 hogares), estableciendo un perfil de temperatura y una concentración determinada de gases reductores, para ello el horno dispone de 10 cámaras de combustión dispuestas en los hogares 6, 8, 10, 12, 14 y 15 con quemadores de petróleo de alta presión, encargados de producir los gases para el calentamiento del mineral. La presión y el flujo del aire para la combustión es garantizada por el uso de ventiladores. Además, el horno cuenta con un eje central con 68 brazos articulados, cuatro en cada hogar, que tienen dispuestos dientes o paletas, los cuales mediante la rotación del eje central trasladan el

mineral de un hogar a otro en forma de zigzag. Los hogares pares descargan por la periferia y los impares por el centro. Para evitar las pérdidas de material en el proceso se cuenta con una batería de ciclones por cada horno donde caen por gravedad a través del hogar cero las partículas finas de mineral que arrastran los gases. Luego el mineral que se recupera en los electrofiltros es transportado hacia las tolvas de los molinos para más tarde ser bombeado hacia los silos. El mineral reducido se descarga por el hogar H16 del horno hasta el transportador helicoidal rotatorio, formado de un cuerpo tubular que se enfría con agua, rota apoyado en rodillos y en su interior tiene instalado un tornillo transportador que alimenta al enfriador a través de la tapa cónica del cilindro, donde al caer el mineral es trasladado por cada sección del mismo con la ayuda de los carros raspadores, los cuales se encargan de remover el mineral y raspar la superficie interior del enfriador, evitando que el mineral se adhiera y esto dificulte el proceso de transferencia de calor con la superficie interior del cilindro, cada sección del mismo posee un separador circular en todo el diámetro del equipo que posibilita el tiempo de retención necesario para que el mineral se enfríe adecuadamente, mientras avanza desde la entrada hacia la salida del cilindro, para ser descargado en los tanques de contacto pertenecientes a la Unidad Básica de Producción Planta de Lixiviación y Lavado.

1.3 Particularidades de la reducción del mineral laterítico en el horno de múltiples soleras.

El proceso de reducción es complejo. El mismo es un proceso 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, 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 procesa (laterítico y serpentínico) tiene su diferencia en cuanto a composición química, por tal motivo el tratamiento que se le da durante la operación de reducción también tiene sus diferencias, por ejemplo:

El mineral laterítico caracterizado por su mayor contenido de hierro está formado por una serie de óxido de hierro como son hematita: Fe_2O_3 ; goetita: $\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$; magnetita:

FeOFe_2O_3 ; limonita: $2\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$ y Cromita: FeOCr_2O_3 En estos minerales se encuentra presente el níquel y su reducción es bastante sencilla, una excelente reducción se puede lograr a 480°C aproximadamente. Además con estos minerales se alcanza una alta fineza, lo cual ayuda positivamente al proceso al proporcionar una mayor superficie activa o de contacto del mineral con la fase gaseosa. Sin embargo, el mineral serpentínico está formado principalmente por silicatos hidratados, como la gentita por lo que se requiere de otras condiciones en cuanto al calentamiento y operación del horno. El proceso de reducción está encaminado a lograr una selectividad tal que permita máximas extracciones de níquel y mínima de hierro teniendo en cuenta que la fracción magnética es la que más favorece la lixiviación amoniacal. **Anónimo 2014, c.**

1.3.1 Factores que influyen en las operaciones del horno.

- Temperatura.
- Granulometría.
- Composición química de la materia prima
- Concentración de gases reductores.
- Número de hogares.
- Estabilidad en la alimentación.
- Tiempo de retención.

Influencia de la temperatura.

Este es un parámetro fundamental en todo el proceso pirometalúrgico, ya que la temperatura facilita el cambio de estado o el debilitamiento de la estructura cristalina. El perfil de temperatura se mantiene mediante la utilización de quemadores de petróleo que se encuentran en las cámaras de combustión. En éstas 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 perfil de temperatura, aumentando de arriba hacia abajo, que garantice un calentamiento gradual para que las pérdidas de agua de los silicatos no sean bruscas y no se afecte la extracción del níquel.

Influencia de la granulometría

Por este ser un proceso heterogéneo la granulometría influye determinadamente en los buenos resultados de reducción. Las reacciones ocurren fundamentalmente en la línea divisoria de las fases y la velocidad de la reacción está determinada por la penetración del gas al interior de la partícula. Si estas son pequeñas, aumentará la superficie activa del mineral, será mayor el contacto entre las fases, lo que incide directamente en la conversión de la reacción.

Composición de la materia prima.

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 de mineral así por ejemplo, cuando el mineral es serpentinitico 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).

Concentración de gases

La reducción se lleva a cabo mediante el contacto de los gases reductores con el mineral. Ambas fases se ponen en contacto en la cama de mineral y en la caída del mismo de un hogar a otro.

Al encontrarse el petróleo aditivo en hogares con temperaturas superiores a 350°C, comienza la descomposición del mismo, formándose el CO y H₂ una vez reaccionado el carbono activo en la primera etapa de la cadena de reacción química, además la atmósfera reductora es enriquecida por el gas producto de la combustión incompleta en los quemadores de petróleo. La concentración de los gases influye directamente en la conversión del níquel.

Número de hogares

Este ha sido un factor de importancia en el desarrollo de los hornos modernos, ya que fue detectado que el número de caídas de un hogar a otro influía directamente en los resultados de la reducción debido a que en el momento de las caídas ocurre mayor

contacto entre las fases, y las partículas son bañadas completamente por el gas, calentándolas a las temperaturas indicadas y reduciendo el níquel.

Estabilidad en la alimentación

La inestabilidad en la alimentación al horno afecta seriamente el perfil de temperaturas, y por ende la operación del mismo, ya que todas las condiciones son fijadas para el tonelaje a procesar.

Tiempo de retención

En este equipo éste es un factor que incide directamente en los resultados de la reducción por el grado de terminación de la reacción.

1.3.2 Transformaciones físico-químicas principales en las diferentes zonas del horno de reducción.

Zonas de secado y de calentamiento desde H-0 hasta H-6; $t_m = 95 - 590^\circ\text{C}$.

En esta primera zona no ocurren reacciones químicas, solamente se evapora el agua externa que trae el mineral consigo y que no forma parte de la estructura cristalina del mismo. En la zona de calentamiento ocurre el debilitamiento de la estructura cristalina de algunos de los compuestos que forman la materia prima, tienen lugar las reacciones de descomposición de la nontronita, halloysita, gibbsita y goethita, a la misma vez pierden el agua interna de forma gradual; además ocurre la reducción parcial adelantada de la magnetita, del óxido de níquel y el cobalto.

A continuación se mostraran las principales reacciones que tienen lugar en esta zona así como el rango de temperatura aproximado de ocurrencia de estas.

1. $\text{Al}_4[\text{Si}_4\text{O}_{10}].(\text{OH})_8.4\text{H}_2\text{O}_{(s)} \rightarrow \text{Al}_4[\text{Si}_4\text{O}_{10}].(\text{OH})_{8(s)} + 4\text{H}_2\text{O}_{(g)}$. $100-200^\circ\text{C}$
2. $\text{Al}_2\text{O}_3.3\text{H}_2\text{O} \rightarrow \gamma\text{-Al}_2\text{O}_{3(s)} + 3\text{H}_2\text{O}_{(g)}$ $240-450^\circ\text{C}$
3. $\text{Fe}_2[\text{Si}_4\text{O}_{10}].(\text{OH})_2.\text{H}_2\text{O}_{(s)} \rightarrow \text{Fe}_2[\text{Si}_4\text{O}_{10}]\text{O}_{(s)} + 2\text{H}_2\text{O}_{(g)}$ $250-540^\circ\text{C}$
4. $\text{FeOOH}_{(s)} \rightarrow \alpha\text{Fe}_2\text{O}_{3(s)} + \text{H}_2\text{O}$ $280-400^\circ\text{C}$

Para el sistema gas petróleo aditivo, la temperatura de los gases alcanza de 750 a 780 grados en H3-H4, esto significa, que la temperatura del petróleo aditivo impregnado en el mineral puede ser superior a la del sólido y aproximadamente igual a la temperatura promedio.

$$T_{\text{PROM}} = (T_G + T_M)/2 = (900+540)/2 = 720 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

A dicha temperatura puede ocurrir el craqueo del petróleo aditivo y la inflamación de:

Petróleo: 660 $^{\circ}\text{C}$, CO: 610 $^{\circ}\text{C}$; H₂: 530 $^{\circ}\text{C}$.

Por tanto, a partir de estos hogares será probable la ocurrencia de las reacciones siguientes entre el aire y el petróleo aditivo, y aire y gases reductores.

5. $\text{C} + \text{O}_2 = \text{CO}_2$ $Q = +393860 \text{ J/mol}$
6. $\text{CO} + \frac{1}{2} \text{O}_2 = \text{CO}_2$ $Q = +285640 \text{ J/mol}$ ó 12645 kJ/m^3
7. $\text{H}_2 + \frac{1}{2} \text{O}_2 = \text{H}_2\text{O}$ $Q = +241800 \text{ J/mol}$ ó 10760 kJ/m^3
8. $\text{S} + \text{O}_2 = \text{SO}_2$ $Q = +296900 \text{ J/mol}$

En presencia del vapor de H₂O del secado, sumado al de los gases tecnológicos, en la parte superior del horno es probable la reacción:

9. $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} = \text{CO}_2 + \text{H}_2$ $Q = +43590 \text{ J/mol}$

En el microsistema sólido petróleo aditivo, aislado de la atmósfera gaseosa de la zona a temperaturas algo más bajas que 720 $^{\circ}\text{C}$ es posible que ocurra con baja intensidad la reducción de los óxidos de Fe, Ni y Co y una reducción parcial adelantada, que contribuye al incremento de la productividad del horno.

10. $6\text{Fe}_2\text{O}_3(\text{s}) + (\text{CO} + \text{H}_2)_{(\text{g})} = 4\text{Fe}_3\text{O}_4(\text{s}) + \text{CO}_{2(\text{g})} + \text{H}_2\text{O}_{(\text{g})}$ GT ~ 5-15 % ?
11. $2\text{NiO}(\text{s}) + (\text{CO} + \text{H}_2)_{(\text{g})} = 2\text{Ni}_{(\text{s})} + \text{CO}_{2(\text{g})} + \text{H}_2\text{O}_{(\text{g})}$ GT ~ 2-10 % ?
12. $2\text{CoO}(\text{s}) + (\text{CO} + \text{H}_2)_{(\text{g})} = 2\text{Co}_{(\text{s})} + \text{CO}_{2(\text{g})} + \text{H}_2\text{O}_{(\text{g})}$ GT ~ 1-8 % ?

Reacciones de reducción con petróleo aditivo.

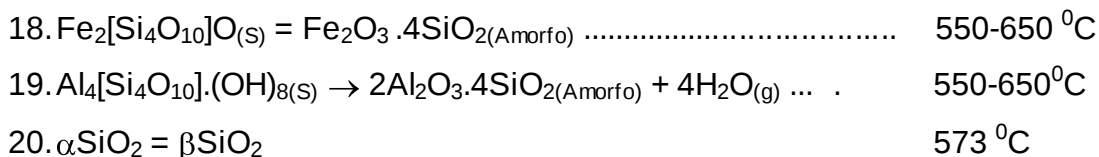
Condiciones teóricas de Reducción (t_m) = Δt , $^{\circ}\text{C}$

13. $3\text{Fe}_2\text{O}_3(\text{s}) + 0,5\text{C}_{(\text{L})} = 2\text{Fe}_3\text{O}_4(\text{s}) + 0,5\text{CO}_{2(\text{g})}$ 200-400
14. $\text{Fe}_3\text{O}_4(\text{s}) + 0,5\text{C}_{(\text{L})} = 3\text{FeO}_{(\text{s})} + 0,5\text{CO}_{2(\text{g})}$ 400-800
15. $2\text{FeO}_{(\text{s})} + \text{C}_{(\text{L})} = 2\text{Fe}_{(\text{s})} + \text{CO}_{2(\text{g})}$ 800-1200
16. $3\text{NiO}_{(\text{s})} + (\text{C} + \text{H}_2)_{(\text{L})} = 3\text{Ni}_{(\text{s})} + \text{CO}_{2(\text{g})} + \text{H}_2\text{O}_{(\text{g})}$ 400-900
17. $3\text{CoO}_{(\text{s})} + (\text{C} + \text{H}_2)_{(\text{L})} = 3\text{Co}_{(\text{s})} + \text{CO}_{2(\text{g})} + \text{H}_2\text{O}_{(\text{g})}$ $t_{\text{max}} \sim 1000$; t_{min}

Para el reductor gaseoso las temperaturas son más bajas, lo que se garantiza con la porción de petróleo aditivo craqueada de la superficie del sólido, difundándose al interior de su grano.

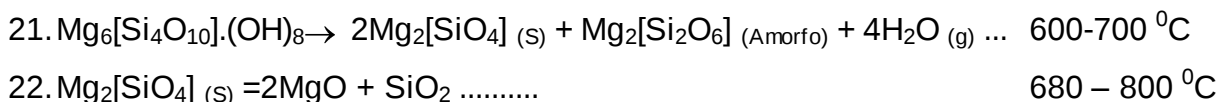
Zona de transición (reducción parcial y disociación): desde H-7 hasta H-9; $t_m = 600-625^\circ\text{C}$.

En esta segunda zona comienzan a disociarse los compuestos cuyos productos son amorfos, además ocurre la reacción del petróleo aditivo y tecnológico y ocurren 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 en esta zona.

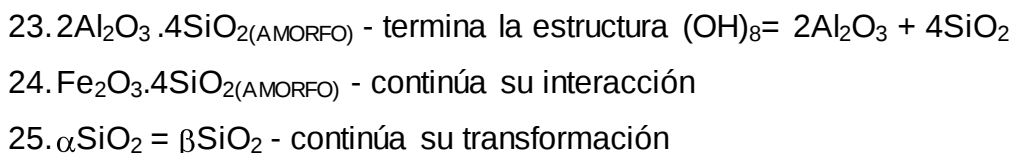


Zona de reducción: desde H-10 hasta H-15; $t_m = 660 - 730^\circ\text{C}$.

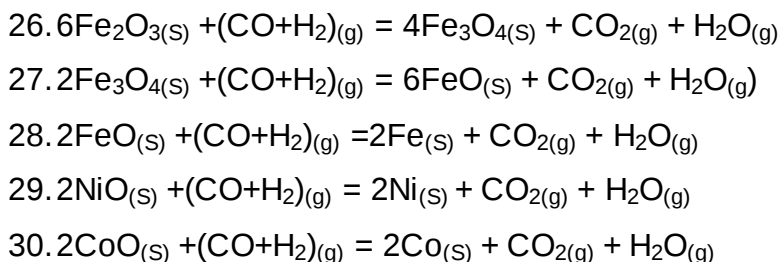
En esta tercera zona tiene lugar la disociación de la lizardita (serpentina) la cual pierde el agua interna en esta etapa, junto a la de los compuestos que se disocian de la misma como es el caso de la fosterita, y la enstatita la cual compite con la reducción del óxido de níquel. Reacciona el 60% C (asumido) del petróleo aditivo y tecnológico y concluye la reducción de los óxidos de hierro, níquel y cobalto. A continuación se muestran las reacciones que ocurren en esta zona:



En esta fase culmina la disociación e interacción de:



Reacciones de reducción de los óxidos de Fe, Ni y Co entre H10 y H15.



1.4 Análisis bibliográfico.

En el proceso de reducción de la tecnología CARON mediante el empleo de los hornos Herreshoff se han efectuado varias investigaciones que posibilitan un enfoque y comprensión más amplia de este trabajo. Los principales temas abordados en la tecnología de reducción son:

1.4.1 Trabajos referentes a la cinética de las reacciones químicas en el proceso de reducción con el empleo de petróleo aditivo.

La reducción del mineral mediante el uso de agentes reductores procedentes del fuel oil es un fenómeno químico que gobierna las reacciones químicas. En su trabajo sobre el tema **Castellano y Otros (1979)** exponen que el sistema en cuestión 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 y craqueo constituyen la gaseosa.

Este trabajo nos da una visión de la influencia en el proceso de reducción del empleo del petróleo aditivo como catalizador de las reacciones de reducción. Además establece las principales fases que componen este sistema heterogéneo de gran complejidad. Con el conocimiento de estos factores se podrá dar un enfoque más acertado a los balances de masa y energía y a la influencia del petróleo aditivo en el consumo de fuel oil. Expone el modelo cinético y los pasos necesarios para que se lleve a cabo el proceso de reducción. La velocidad de reacción va a estar determinada principalmente por la difusión del gas al interior de las partículas esta a su vez va a estar determinada por la concentración de agentes reductores. No obstante este puede variar de acuerdo a la variación de parámetros tales como temperatura, presión, concentración etc. Si se controla la reacción química, el rendimiento será muy sensible a la temperatura. Todo esto posibilita una mejor comprensión del proceso de reducción así como en la interpretación de resultados, pues de un buen desarrollo de la cinética de reacción depende el empleo eficiente de los gases reductores en el horno, lo cual contribuye al uso racional del fuel oil.

1.4.2 Trabajos sobre pérdidas de energía y aprovechamiento del calor.

Pineda Marín, A y otros (1980) realizan una serie de métodos para contabilizar de forma más eficiente las pérdidas de calor (orificios y mirillas del horno), así como el cálculo del calor químico, calor sensible, obteniendo de esta manera resultados relevantes sobre las pérdidas de energía.

Lo cual posibilita tener vías de cómo enfocar las pérdidas de energía al medio ambiente además de exponer diferentes formas de cálculos en dependencia de las condiciones existentes de operación. Con lo que se logra un acercamiento a las pérdidas reales por estos conceptos posibilitando una evaluación real del problema.

1.4.3 Influencia de la composición mineralógica en el proceso de reducción.

El proceso como tal presenta factores que provocan pérdidas de níquel, lo cual se puede apreciar en el trabajo de **Chang Cardona, R.A. (1999)** quien en el artículo publicado en la revista Minería-Geología expone las principales pérdidas de Ni y los riesgos que las causan haciendo énfasis en la tostación reductora de los minerales lateríticos.

Los riesgos de pérdidas se exponen por zonas siendo los más significativos:

Zona de calentamiento: Las pérdidas de Ni 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 $[\text{Ni}_{(1-y)}\text{Fe}_y\text{O}]$. 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 Ni 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 Al y Fe dentro de los cuales se puede encontrar el NiO libre.

Zona de reducción: Las pérdidas de Ni debido a que al riesgo de la zona anterior se le suma la descomposición de los silicatos de Mg 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.

Estas causas determinan la limitación del proceso tecnológico en el tratamiento de mayor cantidad de minerales típicos del horizonte de la serpentina alterada.

El exceso de energía en la zona de calentamiento hace descomponer parte del mazut provoca pérdidas del mineral a la atmósfera y contaminación ambiental por el exceso de CO y H₂ en los gases que prohíben su paso hacia el sistema de recuperación de polvo. Esto provoca que se pierda parte de la masa de reductor aportada por el aditivo lo que aumenta el consumo de fuel oil.

Debido a esto se proponen direcciones de trabajo que coinciden con la concepción de este trabajo para mejorar los parámetros tecnológicos y productivos del proceso. Mediante la profundización en las investigaciones cinéticas energéticas para crear un software de simulación que permita la automatización activa compensadora de suministro de energía por zona u hogares en correspondencia de la calidad y calidad de la materia prima.

1.4.4 Trabajos sobre uso, consumo e influencia del petróleo aditivo en el proceso de reducción.

En el informe técnico sobre el uso del petróleo para la reducción del mineral laterítico **Rezvanov, G y Castellanos, J (1969)** plantean que el uso del fuel oil conllevaría a un aumento del carbón en el mineral reducido, en el orden de 2 - 2,5 veces el cual influye en el proceso de lixiviación.

Pues existe una disminución de la velocidad de lixiviación de Ni en la primera etapa. Además disminuye la densidad y aumenta la viscosidad de la pulpa además de la temperatura de la misma y el contenido de carbono fino en el mineral reducido el cual al pasar a la pulpa forma espuma. Lo cual nos da un reflejo de la influencia del carbono contenido en el petróleo aditivo en procesos posteriores a la reducción como la lixiviación.

Por su parte **Onishin, V. (1970)** en su trabajo sobre la utilización del fuel oil como reductor líquido para la reducción de los minerales de la fábrica de Nicaro. Demuestra

el incremento de un 8 - 23 % en la extracción de níquel con el empleo del fuel oil, disminuyendo el consumo de gas pobre, lo que permitirá incrementar notablemente los índices técnicos de la reducción.

Este trabajo presenta las ventajas que tiene el uso del fuel-oil en el proceso de reducción en el mejoramiento de los índices técnicos de operación del horno, además ya en esa época se empezaba a apreciar las futuras ventajas de la sustitución del gas pobre por petróleo aditivo.

López Cardet, P. (1984) en su trabajo Ahorro de Combustible en los hornos de reducción de la planta de Nicaro expone que la eficiencia energética era de un 55 %. Además propone varias soluciones en el ahorro de combustible como:

El precalentamiento en 100 °C del mineral, en 200 °C el aire en los quemadores y disminuir la temperatura en 15 °C en el hogar 14, además de utilizar los hogares 15 y 16 para el enfriamiento del mineral reducido. En el trabajo se hace una valoración económica del ahorro real que se lograría aplicando estas medidas.

1.4.5 Balances de masa y energía en el horno Herreshoff.

En el caso de **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.

La Nichols Engineering Research Corporation (1954) en los balances de masa y energía realizados para el procesamiento de la limonita y la serpentina por separado y mezclas de ambos minerales, plantean que la operación del horno tiene que conjugar con el consumo energético y de igual forma con la velocidad de calentamiento, la combustión incompleta del fuel y con la eficiencia del proceso como tal. Se exponen para cada mineral un resumen de los requisitos de calor (cubierta, puertas y eje), de aire, petróleo y gas pobre para cada tipo de mineral. También se exponen gráficas que relacionan variables del proceso tales como, calor sensible en productos de combustión incompleta por encima de 25 °C, curva de correlación para el efecto de la humedad del aire primario, relaciones de la constante de equilibrio químico CO_2/CO para diferentes

hogares. También se presentan los perfiles de temperatura para cada variante de mineral.

Pantoja Santiesteban, H (2008) realiza los balances de masa y energía en el horno de Herreshoff considerando dos variantes de cálculo; la primera considerando la combustión incompleta en las diez cámaras de combustión y la segunda considerando la combustión completa en las cámaras de H6. Actualmente se está operando con la combustión incompleta en todas las cámaras de los hornos lo que favorece la formación de mayor volumen de gases reductores dentro del horno.

Conclusiones del capítulo 1

- ❖ Existe gran cantidad de estudios realizados que brindan información para el desarrollo de este trabajo.
- ❖ Los trabajos realizados describen el proceso de reducción en hornos de soleras múltiples, lo que aporta valiosos elementos para realizar la presente investigación.
- ❖ No existen trabajos que evalúen el proceso de reducción en hornos de soleras múltiples, para las condiciones actuales de operación, en la planta de Hornos de Reducción, de la empresa Productora de Níquel y Cobalto Comandante Ernesto Ché Guevara.

2. MATERIALES Y MÉTODOS

Para lograr un mayor control de los factores y parámetros que caracterizan los hornos de soleras múltiples e influyen en el proceso de reducción del mineral laterítico, aumentar la eficiencia en la industria, así como la optimización de los recursos naturales y materiales, es necesario el conocimiento y la aplicación de expresiones matemáticas que representan los fenómenos físicos.

En este capítulo se plantean como objetivos:

1. Describir los elementos que garantizan la calidad de las mediciones y las características técnicas de los hornos de soleras múltiples.
2. Establecer los procedimientos para los balances térmico y de masa, para determinar la eficiencia del proceso de reducción en la planta Hornos de Reducción de la empresa Productora de Níquel y Cobalto “Comandante Ernesto Ché Guevara”.

2.1 Características técnico operativas de los hornos de reducción.

- Volumen del horno en m^3 : 387.
- Rendimiento según el material en t/h: 19,66.
- Aire para la post-combustión en el hogar 6 en m^3 : 2000.
- Aire para la post-combustión en el hogar 4 en m^3 : 1200.
- Presión en H-16 en mm de H_2O : de 1,5 a 3,0.
- Presión en H-0 en mm de H_2O : de 10 a 12.
- Temperatura de los gases a la salida del horno en $^{\circ}C$: de 350 a 380.
- Temperatura de los gases (en H-15) en $^{\circ}C$: de 760 a 780.
- Diámetro del horno (interior) en m: 6,048.
- Diámetro del eje central en m: 0,980.
- Altura de la parte cilíndrica del horno en m: 18,890.
- Espesor del aislamiento del árbol en m: 0,075.
- Espesor de revestimiento del horno en m: 0,342.

- Cantidad de soleras; 17.
- Altura total en m: 23,5.
- Consumo de fuel oil en cámara en kg/t:51.
- Petróleo aditivo en kg/t: 28.

2.2 Sistema de adquisición de datos.

Las mediciones se realizaron en el horno diez de la planta Hornos de Reducción de la empresa “Productora de Níquel y Cobalto Comandante Ernesto Ché Guevara”. La fábrica cuenta con un sistema de adquisición de datos (CITECT) que permite visualizar, graficar y controlar los parámetros que son de interés para el proceso metalúrgico, en las figuras (2.1), (2.2) y (2.3) se muestran las principales variables que son registradas por el CITECT, reportes emitidos en la red CHENET de la fábrica y la línea cinco de la planta respectivamente.

<

Figura 2.1: Principales parámetros de los hornos de la segunda losa.

En la figura (2.1) se muestran las temperaturas de los gases en los hogares de los hornos y en las cámaras de combustión. Se visualiza también las presiones dentro de los hornos, la intensidad de la corriente que consumen los motores de los ejes

centrales, las temperaturas de los ejes centrales y los parámetros de los enfriadores de mineral laterítico reducido.

En la figura (2.2) se muestra uno de los reportes emitidos por el Laboratorio Químico Central referente a muestras de mineral alimentado y reducido, extractables de níquel y cobalto. Estos reportes fueron utilizados para la adquisición de datos relevantes para el desarrollo de los balances de masa y energía y además para la evaluación de las variables y parámetros del proceso de reducción en los hornos de múltiples soleras de la planta Hornos de Reducción de la empresa “Productora de Níquel y Cobalto Comandante Ernesto Ché Guevara”.



LABORATORIO QUÍMICO CENTRAL
Reporte de Hornos de Reducción por Ciclos.



Fecha: 16/02/2015 23:16 **Segundo Turno**

Reporte Emitido por: Felix Bueno Duvergel

Día Productivo: 09/02/2015

Reporte Revisado por: Salvador Martínez Tabera

Primer Ciclo

Muestra	% Ni	% Fe	% Co	SiO2	MgO	+ 100	+ 200	- 200	S	C
HR-1.1	1,14	43,9	0,106	7,05	2,22	7,7	6,8	85,5	0	0
HR-1.2	1,15	42,6	0,103	7,73	2,54	7,6	5,9	86,5	0	0
HR-1.3	0,00	0	0	7,39	2,38	0	0	0	0	0

Muestra	% Ni	% Fe	% Co	%Ext Ni	%Ext Co
HR-4 A	0,00	0	0	0,00	0,00
HR-4 B	0,28	51,2	0,051	79,74	58,80
HR-4 C	0,26	51,6	0,044	80,60	64,69

Muestra	H2O
HR-2.1	2,89
HR-2.2	2,55
HR-2.3	0

Muestra	Densidad g/cm3
HR-9	

Muestra	SiO2	MgO
HR-1	7,39	2,38

Segundo Ciclo

Muestra	% Ni	% Fe	% Co	SiO2	MgO	+ 100	+ 200	- 200	S	C
HR-1.1	1,15	43,8	0,106	7,16	2,26	7,9	6,7	85,4	0,317	2,135
HR-1.2	1,15	43,2	0,104	7,4	2,35	7,6	6,4	86	0,314	2,179
HR-1.3	0,00	0	0	7,3	2,3	0	0	0	0	0

Muestra	% Ni	% Fe	% Co	%Ext Ni	%Ext Co
HR-4 A	0,00	0	0	0,00	0,00
HR-4 B	0,30	51,3	0,05	78,03	59,51
HR-4 C	0,25	51,6	0,043	81,55	65,57

Muestra	H2O
HR-2.1	0
HR-2.2	0
HR-2.3	0

Muestra	SiO2	MgO
HR-1	7,287	2,303

Figura 2.2: Reporte de CHENET.

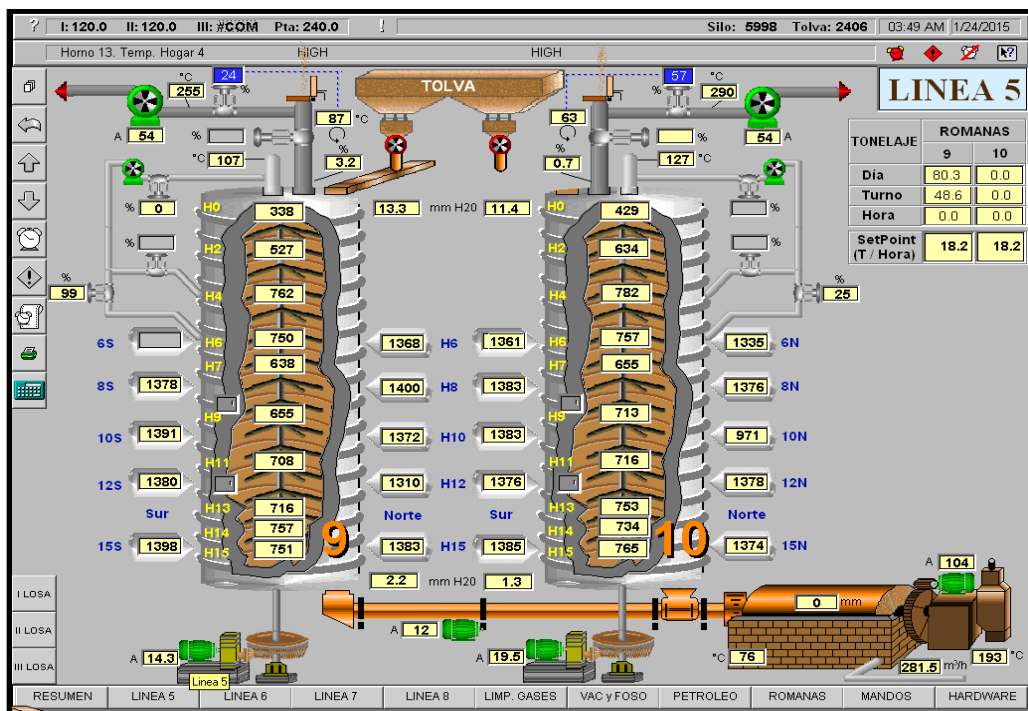


Figura 2.3: Línea cinco de la planta Hornos de Reducción.

En la figura (2.3) se muestra la línea cinco de la planta Hornos de Reducción, en esta se visualizan algunos de los parámetros del horno diez, como son: temperaturas en cámaras y hogares, masa de mineral alimentado, temperatura de los gases salientes, % de CO en los gases en la salida del horno, entre otros.

2.3 Instrumentos de medición.

Se realizaron mediciones de temperatura en el exterior del horno y cámaras. Se determinó el flujo de fuel oil en cada cámara para determinar su consumo por cada tonelada procesada. Se determinaron los porcentajes de CO y CO₂ en los hogares H7 y H10 para comprobar la atmósfera reductora del horno. Se midieron los flujos de aire en H4 y H6. Además, se tomaron muestras de mineral a la entrada y salida del horno para tener datos sobre las características del mineral.

Se realizaron en cada cámara y hogar cuatro mediciones alrededor de las paredes de los mismos. El flujo de fuel oil fue medido mediante el flujómetro del nudo de combustión de cada cámara. Los porcentajes de CO y CO₂ se determinaron mediante el análisis en el ORSAT. Este método elaborado para la determinación de gases (CO₂,

CO, O₂, H₂ y CH₄) es aplicable en hogares, cámaras y chimenea de los hornos de reducción.

El flujo de aire en hogares 4 y 6 se midieron respectivamente mediante flujómetros Annubar, los que funcionan bajo el principio de la presión diferencial. Las muestras de mineral a la salida fueron tomadas en el enfriador cinco.

La temperatura fue tomada con un pirómetro pirómetro digital, de mano, modelo Raymxpe de fabricación alemana.

El flujo de mineral alimentado al horno, se determinó con una báscula de pesaje continuo, tipo Westerdam.

2.4 Variables que se analizaron.

Las variables que se analizaron en el mes de enero de 2015 fueron las siguientes:

- Consumo de fuel oil en cámaras.
- Consumo de fuel oil aditivo.
- Constante de equilibrio químico.
- Composición química de la materia prima.

2.5 Metodología de cálculo de los balances de masa y energía.

El balance de masa se realiza con el objetivo de contabilizar las sustancias entrantes y salientes en el proceso tecnológico, basado en la ley de conservación y transformación de la masa, planteada en la expresión (2.1).

$$\sum m_{ENT} = \sum m_{SAL} \quad (2.1)$$

Donde:

$\sum m_{ENT}$: Sumatoria de los flujos másicos que entran al horno, $\frac{kg}{h}$;

$\sum m_{SAL}$: Sumatoria de los flujos másicos que salen del horno, $\frac{kg}{h}$.

2.5.1 Cálculo de la composición racional del mineral alimentado.

Las masas de los elementos se determinan por la expresión (2.2).

$$m_{EMS} = \%_{EMS} \cdot \frac{m_{MS}}{100} \quad (2.2)$$

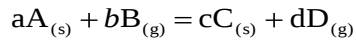
Donde:

m_{EMS} : Masa del elemento que se calcula, kg ;

$\%_{EMS}$: Porcentaje del elemento que se calcula en la masa total, ver anexo 1;

m_{MS} : Masa total de mineral seco alimentado al horno, kg .

De acuerdo a las relaciones estequiométricas se calcula la masa del elemento A conociendo la masa del elemento C por medio de las expresiones siguientes.



$$\gamma\left(\frac{n(A)}{n(C)}\right) = \gamma'\left(\frac{n(A)}{n(C)}\right) = \frac{a}{c} \quad (2.3)$$

$$n(A) = \left(\frac{m(A)}{M(A)}\right) = a; n(C) = \left(\frac{m(C)}{M(C)}\right) = c \quad (2.4)$$

$$m(A) = \frac{c \cdot m_{(C)} \cdot M_{(A)}}{a \cdot M_{(C)}} \quad (2.5)$$

Donde:

γ : Relación teórica de cantidades de sustancias;

γ' : Relación práctica de cantidades de sustancias;

$n(A)$: Cantidad de sustancia de A, mol ;

$n(C)$: Cantidad de sustancia de C, mol ;

a : Valor de $n(A)$;

c : Valor de $n(C)$;

$M_{(A)}$: Masa molar de A, $\frac{g}{mol}$;

$M_{(C)}$: Masa molar de C, $\frac{g}{mol}$.

La composición químico-mineralógica de la mena tecnológica se determinó por el software Comprac V. 2.0 (Arce y Chang, 2004).

Como se conoce la mena seca a procesar contiene humedad y petróleo aditivo, por lo que hay que contabilizarlo por separado.

La masa de petróleo aditivo se realizó en función del porcentaje que representa el mismo en la masa total de mineral alimentado.

$$m_{MB} = m_{ADITIVO} + m_{H_2O_{libre}} + m_{MS} \quad (2.6)$$

Donde:

m_{MB} : Flujo total de mena alimentada, $17200 \frac{kg}{h}$;

$m_{ADITIVO}$: Flujo de petróleo aditivo, $\frac{kg}{h}$;

$m_{H_2O_{libre}}$: Flujo de agua externa a la red cristalina de los minerales, $\frac{kg}{h}$.

El flujo de petróleo aditivo se determinó según la siguiente fórmula:

$$m_{ADITIVO} = \frac{m_{MB} \cdot \%_{ADITIVO}}{100} \quad (2.7)$$

Donde:

$\%_{ADITIVO}$: Porcentaje de petróleo aditivo en la entrada del horno, ver anexo 1.

El flujo de mineral húmedo se determina por la expresión siguiente:

$$m_{MH} = m_{MB} - m_{ADITIVO} \quad (2.8)$$

Donde:

m_{MH} : Flujo de mineral húmedo, kg/h.

El flujo de agua libre se calcula por medio de la siguiente expresión:

$$m_{H_2O_{libre}} = \frac{m_{MH}}{100 + \frac{\%_{H_2O_{libre}} \cdot 100}{100 - \%_{H_2O_{libre}}}} \cdot \frac{\%_{H_2O_{libre}} \cdot 100}{100 - \%_{H_2O_{libre}}} \quad (2.9)$$

El porcentaje de humedad se encuentra en el anexo 1.

El flujo de mineral seco se determina por la ecuación 2.10.

$$m_{NS} = m_{MH} - m_{H_2O_{libre}} \quad (2.10)$$

2.5.2 Cálculo del petróleo aditivo.

La composición racional del petróleo aditivo se determina de acuerdo a la siguiente expresión:

$$m_{EPA} = \frac{m_{ADITIVO} \cdot \%_{EPA}}{100} \quad (2.11)$$

Donde:

m_{EPA} : Masa del elemento a calcular en el petróleo aditivo, kg;

$\%_{EPA}$: Porcentaje del elemento a calcular en el petróleo aditivo, ver el anexo 2.

El comportamiento del petróleo aditivo dentro del horno es muy complejo por lo que se asumió la oxidación primaria del carbono y el azufre producto de su interacción con el mineral formándose gas reductor CO y SO₂ respectivamente. Para calcular las masas de las distintas sustancias de las reacciones químicas se aplican las ecuaciones de cálculo (2.3), (2.4) y (2.5) respectivamente. Para calcular el volumen de los gases generados por la reacciones del petróleo aditivo se emplea la siguiente expresión:

$$V_{(X)} = \frac{Vmolar \cdot m_{(X)}}{M_{(X)}} \quad (2.12)$$

Donde:

$V_{(X)}$: Volumen del gas, m^3 ;

$Vmolar$: Volumen que ocupa el gas en condiciones normales, $22,4 \frac{m^3}{kmol}$;

$M_{(X)}$: Masa molar del gas, $\frac{kg}{kmol}$, ver el anexo 4.

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

2.5.3 Cálculo del petróleo tecnológico.

La composición racional del petróleo tecnológico se determina de acuerdo a la siguiente expresión:

$$m_{EPT} = \frac{m_{PT} \cdot \%_{EPT}}{100} \quad (2.13)$$

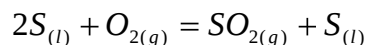
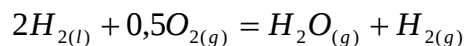
Donde:

m_{EPT} : Masa del elemento a calcular en el petróleo tecnológico, kg ;

$\%_{EPT}$: Porcentaje del elemento a calcular en el petróleo tecnológico, ver anexo 2;

m_{PT} : Masa del petróleo tecnológico, kg , ver anexo 19.

Para calcular la combustión del petróleo tecnológico se considera el suministro del 62 % del aire teórico. Las reacciones químicas que tienen lugar son las siguientes:



Para calcular las masas de las distintas sustancias de las reacciones químicas se aplican las ecuaciones de cálculo (2.3), (2.4) y (2.5) respectivamente. La masa de oxígeno total se determina sumando las masas que se obtienen en las tres reacciones. Se calcula además la masa de nitrógeno en el aire de combustión, conociendo que el primero representa alrededor del 79% del segundo. Para calcular el volumen de los gases generados por la reacciones del petróleo tecnológico se emplea la expresión (2.12).

Si los valores de los gases en las cámaras según las mediciones difieren de los valores calculados entonces se recalculan hasta ajustar a los valores reales.

$$V_{GR} = \%_{GM} \cdot \frac{V_{TG}}{100} \quad (2.14)$$

Donde:

V_{GR} : Volumen recalculado del gas, m^3 ;

$\%_{GM}$: Porcentaje del gas medido, el CO es 15,3 y el H₂ es 11,1;

V_{TG} : Volumen total de gases calculados, m^3 .

Las masas de los gases medidos, producto de la combustión del petróleo tecnológico se calculan por la siguiente expresión:

$$m_{GM} = V_{GR} \cdot \frac{M_G}{V_{molar}} \quad (2.15)$$

Donde:

m_{GM} : Masa del gas medido, kg ;

V_{GR} : Masa molar del gas, $\frac{kg}{kmol}$, ver el anexo 4.

2.5.4 Cálculo del mineral reducido.

Se asume que los gases arrastran el 3% de la masa de mineral alimentado y el resto se transforma dentro del horno hasta llegar al producto final. Las reacciones de disociación (1, 2, 3, 4, 18, 19, 21 y 22) y reducción (26, 27, 28, 29 y 30) asumidas son las dadas en el epígrafe 1.3.2. Para calcular las masas de las distintas sustancias de las reacciones químicas se aplican las ecuaciones (2.3), (2.4) y (2.5) respectivamente.

En el mineral reducido hay parte de carbono y azufre, estos se descuentan de la masa de otros y se calculan de acuerdo a los resultados de los análisis químicos y por las ecuaciones siguientes.

$$m(S) = \frac{\%S_{MR} \cdot m_{MR}}{100} \quad (2.16)$$

$$m(C) = \frac{\%C_{MR} \cdot m_{MR}}{100} \quad (2.17)$$

2.5.5 Cálculo del polvo arrastrado por los gases.

Se asume el arrastre del 3% respecto a la composición inicial. Se aplica la siguiente expresión.

$$m_{EP} = \frac{m_{EMS} \cdot 3}{100} \quad (2.18)$$

Donde:

m_{EP} : Masa del elemento en el polvo, *kg*;

m_{EMS} : Masa del elemento en el mineral seco alimentado, *kg*.

2.5.6 Cálculo de los gases de salida del horno.

El balance de los gases se realizó a partir de los componentes que entran y se transforman en el proceso. Se considera que los gases arrastran parte del petróleo aditivo que se encuentra mezclado con el mineral. Primero se determina la composición racional de los gases hasta el hogar H6.

$$m(S)_{entra} = m(S)_{sale} \quad (2.19)$$

$$m(S)_{PA} + m(S)_{PT} = m(S)_{MR} + m(S)_{gases} + m(S)_{polvo} \quad (2.20)$$

Donde:

$m(S)_{gases}$: Masa de azufre en los gases de salida, *kg*;

$m(S)_{PA}$: Masa de azufre en el petróleo aditivo, *kg*;

$m(S)_{PT}$: Masa de azufre en el petróleo tecnológico, *kg*;

$m(S)_{MR}$: Masa de azufre en el mineral reducido, kg;

$m(S)_{polvo}$: Masa de azufre en el polvo, kg.

$$m(S)_{gases} = m(S)_{PA} + m(S)_{PT} - m(S)_{MR} - m(S)_{polvo} \quad (2.21)$$

$$m(SO_2)_{gases} = \frac{m(S)_{gases} \cdot M(SO_2)}{M(S)} \quad (2.22)$$

La masa de CO₂ se calcula sumando la cantidad que se formó por la combustión del fuel oil y la que se obtuvo en las reacciones de reducción.

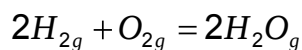
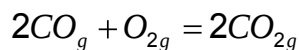
La masa de CO se determina sumando la cantidad que se formó en la combustión incompleta y la que se formó con el petróleo aditivo, a esta cantidad se le disminuye la que se consumió en las reacciones de reducción.

La masa de H₂ se determina sumando la cantidad que se obtiene del petróleo aditivo y la combustión incompleta del petróleo tecnológico, a esta cantidad se le disminuye la que se consumió en las reacciones de reducción.

La masa de H₂O es la que se encuentra enlazada con los minerales que se procesan considerando el 97% de estos, la que se encuentra en forma de humedad en el mineral, la que se forma en la combustión incompleta del petróleo tecnológico, la que se encuentra en el petróleo aditivo y la que se forma en las reacciones de reducción.

La masa de N₂ es la que se alimenta con el aire de combustión y la que encuentra en la composición química del petróleo.

En los hogares H6 y H4 ocurren las reacciones de postcombustión siguientes:



Por tanto en la salida del horno la masa de CO₂ es la masa que llegó hasta H6 más la que se formó en postcombustión.

La masa de CO es la que había en H6 menos la que se consumió en postcombustión.

La masa de H₂ es la que había en H6 menos la que se consumió en postcombustión.

La masa de H₂O es la masa que llegó hasta H6 más la que se formó en postcombustión.

La masa de O₂ que sale del horno es la que se inyectó con el aire en H4y H6 menos la que se consumió en las reacciones de postcombustión.

La masa de N₂ es la que había en H6 más la que se inyectó en H4 y H6 con el aire para la postcombustión.

Se considera que la masa de SO₂ se mantiene desde H6 hasta H0.

2.6 Metodología de cálculo del balance de energía.

El balance de energía se realiza para contabilizar los calores que se suministran y se consumen en el horno y se fundamenta en la ley de conservación y transformación de la energía.

2.6.1 Calor aportado por la combustión del petróleo.

De acuerdo al libro de Vagin, et al (1978) para la combustión incompleta de un combustible líquido se puede calcular la energía real aportada por la expresión siguiente.

$$Q_1 = 0,99 \cdot X \cdot [PCI - 12151 \cdot V_{gc} \cdot fCO_{SAL}] \quad (2.23)$$

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

Donde:

X : Flujo másico de petróleo, $\frac{kg}{h}$, ver anexo 19;

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

$PCI = 328 \cdot C_T + 1211 \cdot H_T - 109 \cdot (O_T - S_T) - 25 \cdot 9 \cdot (H_T + W_T)$: Poder calórico inferior, $\frac{kJ}{kg}$

Chang y Yuzhaninov. 1997;

C_T, H_T, O_T, S_T, W_T : Contenido de carbón, hidrógeno, oxígeno, azufre y humedad en el combustible de trabajo, %, ver anexo 2;

12151: Calor de combustión de la mezcla (Si 0,5% H₂ + 1%CO), $\frac{kJ}{m^3}$;

V_{gc} : Volumen de los gases de combustión según el anexo 22, desprendido al quemarse cada kg de fuel oil, $\frac{m^3}{kg}$;

fCO_{SAL} : Fracción de CO en los gases de salida de la cámara de combustión.

2.6.2 Calor físico del aire en cámaras de combustión.

$$Q_2 = V_a \cdot C_{Pa} \cdot t_a \quad (2.24)$$

$$\left[\frac{m^3}{h} \cdot \frac{kJ}{m^3 \cdot ^\circ C} \cdot ^\circ C \right] = \left[\frac{kJ}{h} \right];$$

Donde:

V_a : Flujo de aire de combustión total, igual a $4563,629 \frac{m^3}{h}$;

C_{Pa} : Capacidad calorífica específica del aire a la temperatura t_a , $1,305 \frac{kJ}{m^3 \cdot ^\circ C}$ **Chang y**

Yuzhaninov. 1997;

2.6.3 Calor sensible del petróleo en cámaras.

$$Q_3 = X \cdot C_{p,pet} \cdot t_{ent,p} \quad (2.25)$$

$$\left[\frac{kg}{h} \cdot \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \cdot ^\circ C \right] = \left[\frac{kJ}{h} \right]$$

Donde:

$C_{p,pet}$: Capacidad calorífica del petróleo a la temperatura de entrada, igual a

$2,09 \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C}$; **Chang y Yuzhaninov. 1997;**

$t_{ent,p}$: Temperatura de entrada del petróleo al quemador, igual a $100^\circ C$.

2.6.4 Calor sensible del mineral tecnológico seco.

$$Q_4 = m_{MS} \cdot Cp_{MS} \cdot t_{MS} \quad (2.26)$$

$$\left[\frac{kg}{h} \cdot \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \cdot ^\circ C \right] = \left[\frac{kJ}{h} \right]$$

Donde:

Cp_{MS} : Capacidad calorífica específica ponderada del mineral seco, $\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C}$, anexo 13;

en el anexo 21 se expone la metodología de cálculo;

t_{MS} : Temperatura del mineral seco alimentado, $40^\circ C$;

m_{MS} : Masa de mineral seco alimentado por hora, $\frac{kg}{h}$, ver anexo 5;

2.6.5 Calor aportado por las reacciones exotérmicas.

$$Q_5 = \Delta H_{T(REACC.)} \cdot \frac{m_{(COMPUESTO)}}{n_{(COMPUESTO)} \cdot M_{(COMPUESTO)}} \quad (2.27)$$

Donde:

$\Delta H_{T(REACC.)}$: Calor de la reacción, kJ, ver anexo 23;

$m_{COMPUESTO}$: Masa del compuesto transformado por hora, $\frac{kg}{h}$, ver anexo 8;

$M_{COMPUESTO}$: Masa molar del compuesto transformado, $\frac{kg}{kmol}$, ver anexo 4;

$n_{COMPUESTO}$: Cantidad de sustancia del compuesto, $kmol$.

2.6.6 Calor sensible del mineral reducido.

$$Q_6 = m_{MR} \cdot Cp_{MR} \cdot t_{MR} \quad (2.28)$$

$$\left[\frac{kg}{h} \cdot \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \cdot ^\circ C \right] = \left[\frac{kJ}{h} \right]$$

Donde:

Cp_{MR} : Capacidad calorífica específica ponderada del mineral reducido, $\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C}$, ver

anexo 14, en el anexo 21 se expone la metodología de cálculo;

m_{MR} : Masa de mineral reducido por hora, $\frac{kg}{h}$, ver anexo 8;

t_{MR} : La máxima temperatura que alcanza el mineral reducido, $780^\circ C$.

2.6.7 Calor consumido por las reacciones endotérmicas.

$$Q_7 = \Delta H_{T(REACC.)} \cdot \frac{m_{(COMPUESTO)}}{n_{(COMPUESTO)} \cdot M_{(COMPUESTO)}} \quad (2.29)$$

Donde:

$\Delta H_{T(REACC.)}$: Calor de la reacción, kJ , ver anexo 23;

$m_{COMPUESTO}$: Masa del compuesto transformado por hora, $\frac{kg}{h}$, ver anexo 8;

$M_{COMPUESTO}$: Masa molar del compuesto transformado, $\frac{kg}{kmol}$, ver anexo 4;

$n_{COMPUESTO}$: Cantidad de sustancia del compuesto, $kmol$.

2.6.8 Calor consumido para calentar, evaporar y sobrecalentar el H_2O libre y enlazada en los minerales.

$$Q_8 = m(H_2O) \cdot Cp_{EV} \cdot (T_{EV} - T_{IN}) + m(H_2O)_{total} \cdot \lambda_{evap} + V(H_2O) \cdot Cp_{SC} \cdot (T_{SG} - T_{EV}) \quad (2.30)$$

Donde:

Cp_{EV} : Capacidad calorífica media del agua entre la temperatura de evaporación T_{EV} y de entrada T_{IN} , $4,19 \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C}$, **Pavlov, (1981)**;

Cp_{SC} : Capacidad calorífica media del vapor de agua a las temperaturas de evaporación y de salida de los gases T_{SG} , $1,5486 \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C}$; **Chang y Yuzhaninov, (1997)**;

λ_{evap} : Calor específico de cambio de estado, $2260 \frac{kJ}{kg}$, **Chang y Yuzhaninov, (1997)**.

2.6.9 Calor sensible de los gases salientes del horno.

$$Q_9 = V_{gs} \cdot Cp_g \cdot t_{sal,g} \quad (2.31)$$

$$\left[\frac{m^3}{h} \cdot \frac{kJ}{m^3 \cdot ^\circ C} \cdot ^\circ C \right] = \left[\frac{kJ}{h} \right]$$

Donde:

V_{gs} : Volumen de los gases de salida, m³/h, ver anexo 16,;

Cp_g : Capacidad calorífica media ponderada de los gases a la salida, $\frac{kJ}{m^3 \cdot ^\circ C}$, ver anexo 16, en el anexo 21 se expone la metodología de cálculo;

$t_{sal,g}$: Temperatura de salida de los gases, 380°C .

2.6.10 Calor sensible del polvo arrastrado por los gases.

$$Q_{10} = m_{POLVO} \cdot Cp_{POLVO} \cdot t_{SAL-POLVO} \quad (2.32)$$

$$\left[\frac{kg}{h} \cdot \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \cdot ^\circ C \right] = \left[\frac{kJ}{h} \right]$$

Donde:

m_{POLVO} : Masa del polvo por hora, kg/h, ver anexos 7 y 10;

Cp_{POLVO} : Capacidad calorífica media ponderada del polvo, $\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C}$, ver anexo 15, en el anexo 21 se expone la metodología de cálculo;

$t_{SAL-POLVO}$: Temperatura de salida del polvo, 380°C .

2.6.11 Pérdidas de energía al medio ambiente.

La pérdida de calor a través de las paredes, del eje central, de las cámaras y de los 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 de las mismas y el coeficiente de conductividad térmica de cada una de ellas.

➤ Pérdidas de energía al medio a través del revestimiento.

$$Q_{REVESTIMIENTO} = \frac{2\pi \cdot L \cdot (T_{INTERIOR} - T_{EXTERIOR}) \cdot t}{\sum \frac{1}{\lambda} \cdot \ln \frac{d_{EXTERIOR}}{d_{INTERIOR}}} \quad (2.33)$$

$$\left[\frac{m \cdot ^\circ C \cdot h \cdot W}{m \cdot ^\circ C} \right] = (W \cdot h) = \left[\frac{J}{s} \cdot h \cdot \frac{kJ}{1000J} \cdot \frac{3600s}{h} \right] = (kJ)$$

Donde:

L : Longitud de la pared del revestimiento, m , ver epígrafe 2.1;

$T_{INTERIOR}$: Temperatura interior de la pared, $^{\circ}C$, ver anexo 24;

$T_{EXTERIOR}$: Temperatura exterior de la pared, $^{\circ}C$, ver anexo 18;

$d_{INTERIOR}$: Diámetro interior de la pared, m , ver epígrafe 2.1;

$d_{EXTERIOR}$: Diámetro exterior de la pared, m , ver epígrafe 2.1;

λ : Coeficiente de conductividad térmica del material de la pared, $\frac{W}{m \cdot ^{\circ}C}$;

t : Tiempo de balance, $1h$.

Para poder 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**.

$$\lambda_{CHAMOTA} = 0,835 + (0,00058 \cdot T)$$

$$\lambda_{CHAM.LIGERA} = 0,47 + (0,00038 \cdot T)$$

$$\lambda_{HORMIG} = 0,023 + (0,00022 \cdot T)$$

$$\lambda_{ACERO} = 46,5$$

- Pérdidas de energía al medio a través del revestimiento de las cámaras de combustión.

$$Q_{CAMARAS} = \frac{2\pi \cdot L_{TC} \cdot (T_{INTERIOR} - T_{EXTERIOR}) \cdot t}{\sum \frac{1}{\lambda} \cdot \ln \frac{d_{EXTERIOR}}{d_{INTERIOR}}} \quad (2.34)$$

$$\left[\frac{m \cdot ^{\circ}C \cdot h \cdot W}{m \cdot ^{\circ}C} \right] = (W \cdot h) = \left[\frac{J}{s} \cdot h \cdot \frac{kJ}{1000J} \cdot \frac{3600s}{h} \right] = (kJ)$$

Donde:

L_{TC} : Longitud total de las cámaras, $22,85m$;

$T_{INTERIOR}$: Temperatura interior de la pared de la cámara, 1400°C ;

$T_{EXTERIOR}$: Temperatura exterior de la pared de la cámara, °C , ver anexo 18;

$d_{INTERIOR}$: Diámetro interior de la pared de la cámara, 0,998m ;

$d_{EXTERIOR}$: Diámetro exterior de la pared de la cámara, 1,766m ;

λ : Coeficiente de conductividad térmica del material de la pared, $\frac{W}{m \cdot ^\circ C}$;

t : Tiempo de balance, 1h .

Los coeficientes de conductividad térmica de cada material se calcularon por sus formulas en función de la temperatura media en cada capa.

$$\lambda_{CROMOMAGNETICO} = 2,8 - 0,00087 \cdot T$$

$$\lambda_{HORMIG550} = 0,9 + 0,00023 \cdot T$$

$$\lambda_{HORMIG450} = 0,835 + 0,00059 \cdot T$$

$$\lambda_{CAMISADEARE} = 3,282$$

➤ Pérdidas de energía a través del revestimiento del eje central

$$Q_{EJE} = \frac{2\pi \cdot L_{EJE} \cdot (T_{INTERIOR} - T_{EXTERIOR}) \cdot t}{\sum \frac{1}{\lambda} \cdot \ln \frac{d_{EXTERIOR}}{d_{INTERIOR}}} \quad (2.35)$$

$$\left[\frac{m \cdot ^\circ C \cdot h \cdot W}{m \cdot ^\circ C} \right] = (W \cdot h) = \left[\frac{J}{s} \cdot h \cdot \frac{kJ}{1000J} \cdot \frac{3600s}{h} \right] = (kJ)$$

Donde:

L_{EJE} : Longitud eje central del horno, m , ver epígrafe 2.1;

$T_{INTERIOR}$: Temperatura interior del revestimiento del eje central, °C , ver anexo 24;

$T_{EXTERIOR}$: Temperatura exterior del revestimiento del eje central, 150°C ;

$d_{INTERIOR}$: Diámetro interior del eje central, m , ver epígrafe 2.1;

$d_{EXTERIOR}$: Diámetro exterior del eje central, m , ver epígrafe 2.1;

λ : Coeficiente de conductividad térmica del material de la pared, $\frac{W}{m \cdot ^\circ C}$;

t : Tiempo de balance, $1h$.

Los coeficientes de conductividad térmica de cada material se calcularon por sus formulas en función de la temperatura media en cada capa.

$$\lambda_{HORMIG} = 0,023 + (0,00022 \cdot T)$$

$$\lambda_{ACERO} = 46,5$$

- Pérdidas de energía a través de los orificios presentes en las cámaras de combustión.

$$Q_{ORIFICIOS} = \infty \cdot C_0 \cdot \left(\frac{T}{100} \right)^4 \cdot F_{ORIFICIOS} \cdot n_{ORIFICIOS} \cdot t \quad (2.36)$$

$$\left[\frac{kW}{m^2 \cdot K^4} \cdot K^4 \cdot m^2 \cdot h \right] = (kW \cdot h) = 3600 \text{ kJ}$$

Donde:

∞ : Coeficiente de forma del orificio, de 0,2 a 0,5;

C_0 : Constante de Stefan Bolzman, $5,7 \frac{kW}{m^2 \cdot K^4}$;

$F_{ORIFICIOS}$: Área del orificio abierto, $2,2 \cdot 10^{-4} m^2$;

T : Temperatura interior de la cámara, $1673,15K$;

t : Tiempo de balance, $1h$;

$n_{ORIFICIOS}$: Número de orificios en las condiciones reales de operación del horno.

- Las pérdidas totales de energía al medio se determinan por la siguiente expresión.

$$Q_{MA} = Q_{REVESTIMIENTO} + Q_{CAMARAS} + Q_{EJE} + Q_{ORIFICIOS} \quad (2.37)$$

Conclusiones del capítulo 2

1. Se efectuó la medición de varios parámetros tecnológicos del proceso de reducción en el horno diez, para la realización de los balances de masa y energía.

2. Se caracterizó el sistema de adquisición de datos de la empresa y se garantizó apto para el uso.
3. Se estableció el procedimiento de cálculo para los balances de masa y energía.

3. ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS

La reducción del mineral laterítico en hornos de múltiples soleras es un proceso complejo en el que influyen muchas variables, entre los cuales los más importantes son:

- El consumo de petróleo, tanto en cámaras como en aditivo, pues estos aportan la energía para desarrollar el proceso y los gases necesarios para la reducción de los óxidos de níquel y cobalto.
- La composición químico mineralógica del mineral alimentado.
- La atmósfera gaseosa dentro del horno, pues de ello depende el valor de la constante de equilibrio y por tanto la dirección de las reacciones químicas.
- La temperatura del proceso, pues ella permite el debilitamiento y ruptura de las estructuras cristalinas. Esta variable depende del consumo de petróleo y de la combustión del mismo.

Por lo anterior planteado los objetivos de este capítulo son:

1. Establecer el comportamiento de las variables citadas anteriormente que intervienen en el proceso de reducción.
2. Describir los resultados de los balances de masa y energía del proceso, lo que permite evaluar los consumos de petróleo en cámaras y aditivo.
3. Valorar el impacto económico, social y ambiental del proceso de reducción.

3.1 Comportamiento de las variables tecnológicas del proceso.

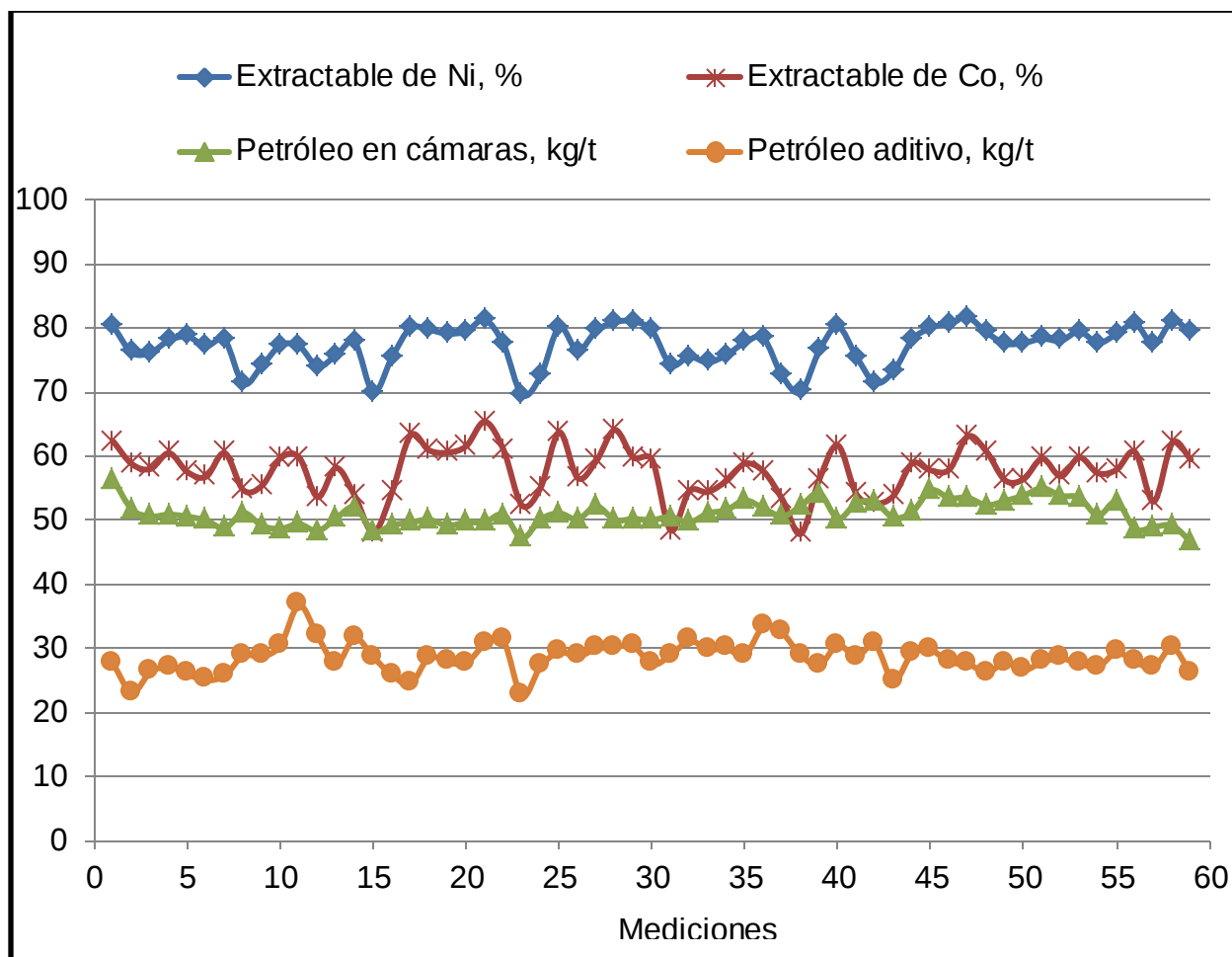


Figura 3.1: Comportamiento de los extractables de Ni y Co y del consumo de petróleo aditivo y en cámaras.

De acuerdo a la figura 3.1 los extractables de Ni y Co aumentan con el aumento de los consumos de petróleo, tanto en cámaras como en aditivo. Esto se debe a que aumentan los reactivos gaseosos a medida que aumenta la masa de petróleo aditivo, pues este se transforma en los primeros casi completamente. El aumento del petróleo en cámaras produce aumento del volumen de gases reductores manteniendo constante el nivel de la combustión incompleta y garantiza que se mantenga el perfil de temperaturas necesario en los hogares del horno.

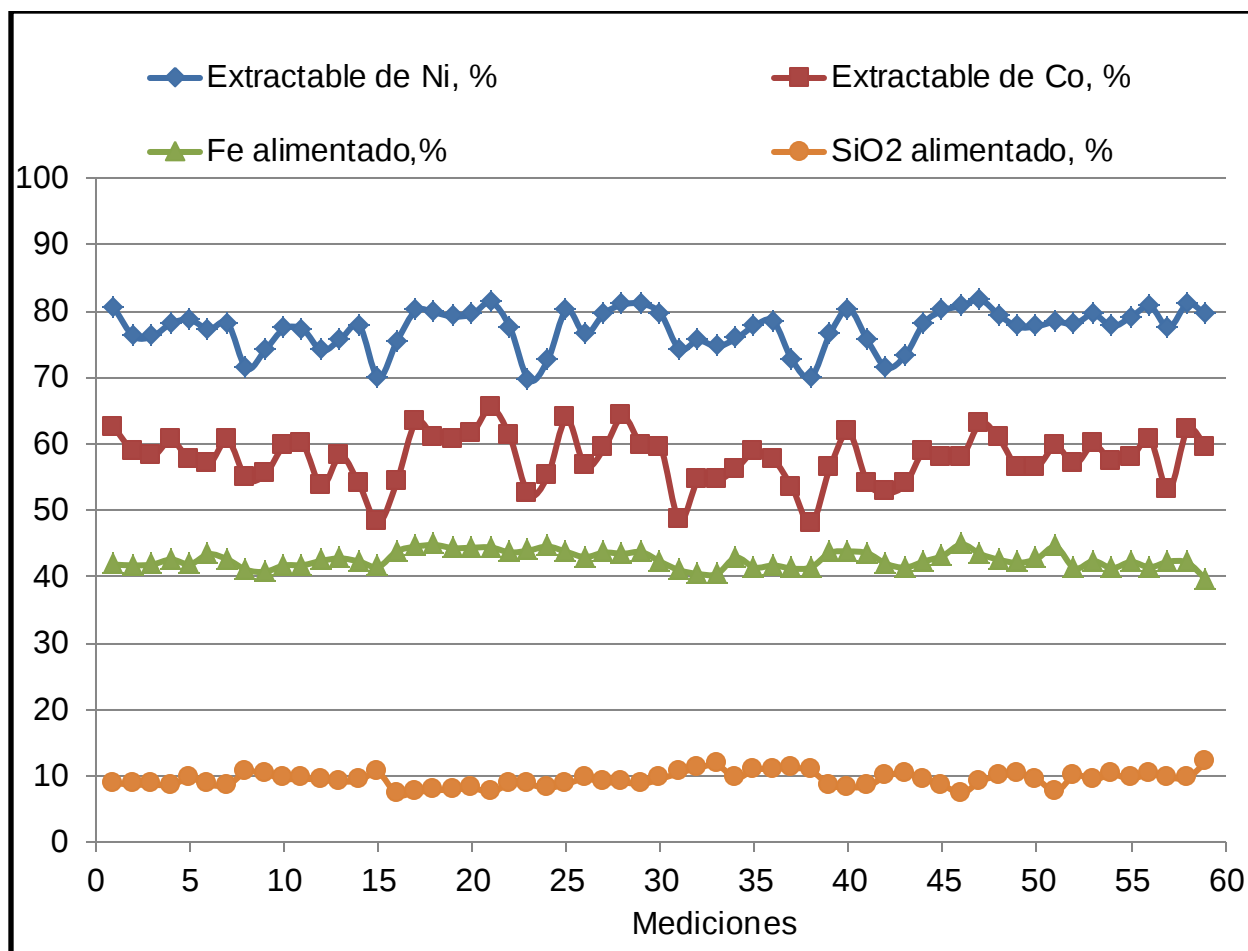


Figura 3.2: Comportamiento de los extractables de Ni y Co con respecto a la composición química del mineral alimentado.

La composición química del mineral alimentado es muy heterogénea, pero se distinguen dos tipos de minerales; los serpentínicos en los que predomina el contenido de SiO_2 y los limoníticos en los que predomina el contenido de Fe. En la figura 3.2 se evidencia que las extracciones de Ni y Co son directamente proporcionales al contenido de Fe en el mineral alimentado, es decir los minerales limoníticos se reducen con mejor eficiencia metalúrgica. El aumento del contenido de SiO_2 significa aumento de minerales serpentínicos y provoca la disminución en la eficiencia en la reducción.

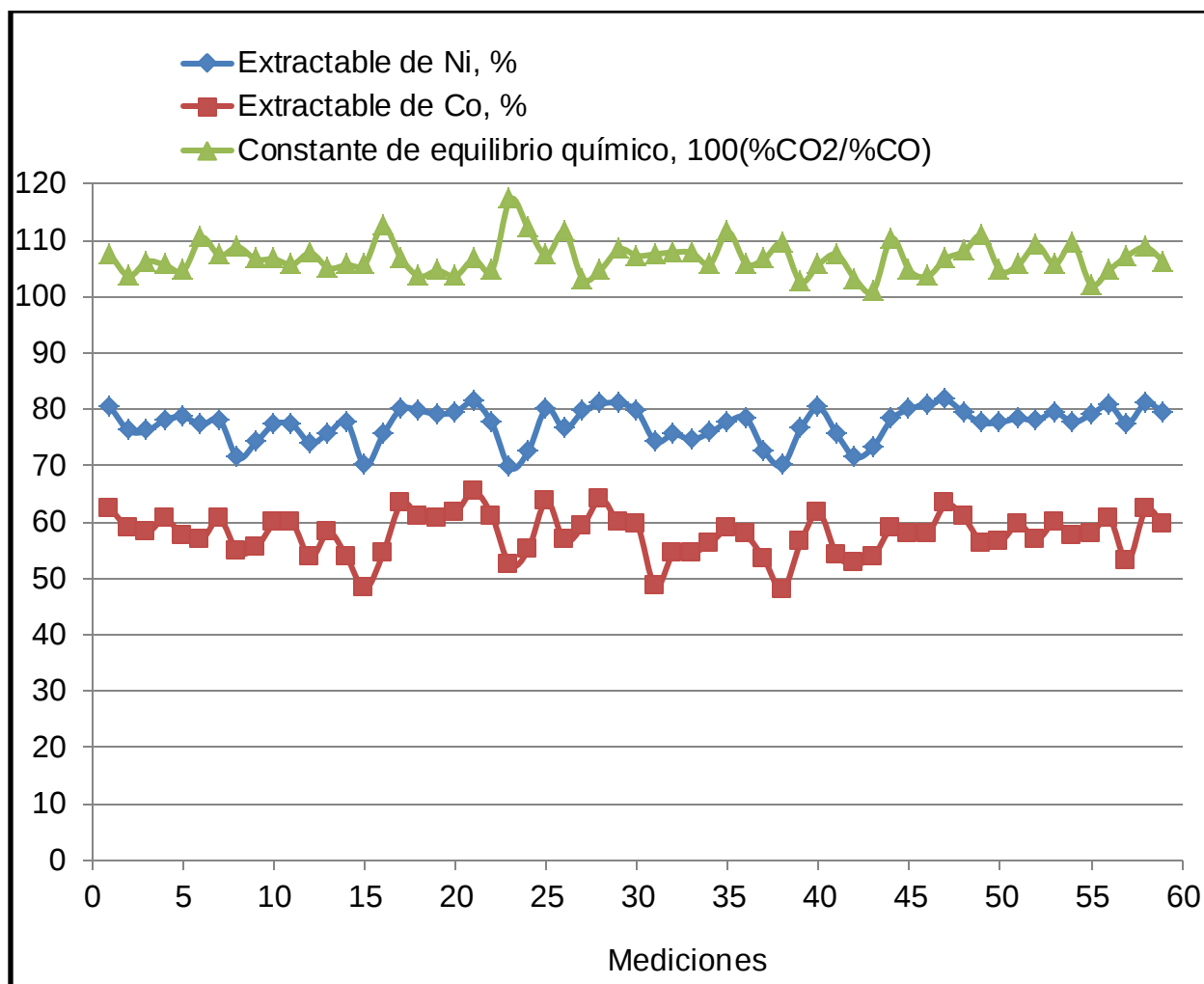


Figura 3.3: Comportamiento de las extracciones de Ni y Co respecto a la constante de equilibrio químico.

La constante de equilibrio químico real, es decir, en un estado cualquiera fuera del equilibrio termodinámico K_p se determina por la relación de los gases de las reacciones químicas (CO_2/CO). Al aumentar K_p , disminuye la eficiencia en las extracciones de Ni y Co. Esto se explica por la ecuación isoterma de reacción, la cual plantea que

$$\Delta G_T = R \cdot T \cdot \ln \frac{K_p}{K_e},$$

esto significa que cuando K_p aumenta provoca el aumento de la

energía libre del sistema reaccionante y por tanto afecta la realización eficiente de la reacción directa y en este caso sería menor la extracción de los metales deseados.

Matos T, R y Hing C, R. 1988.

3.2 Resultados del balance de masa.

El balance de masa se realiza con los objetivos de contabilizar los materiales procesados, los consumidos, los productos obtenidos y evaluar la eficiencia metalúrgica del proceso.

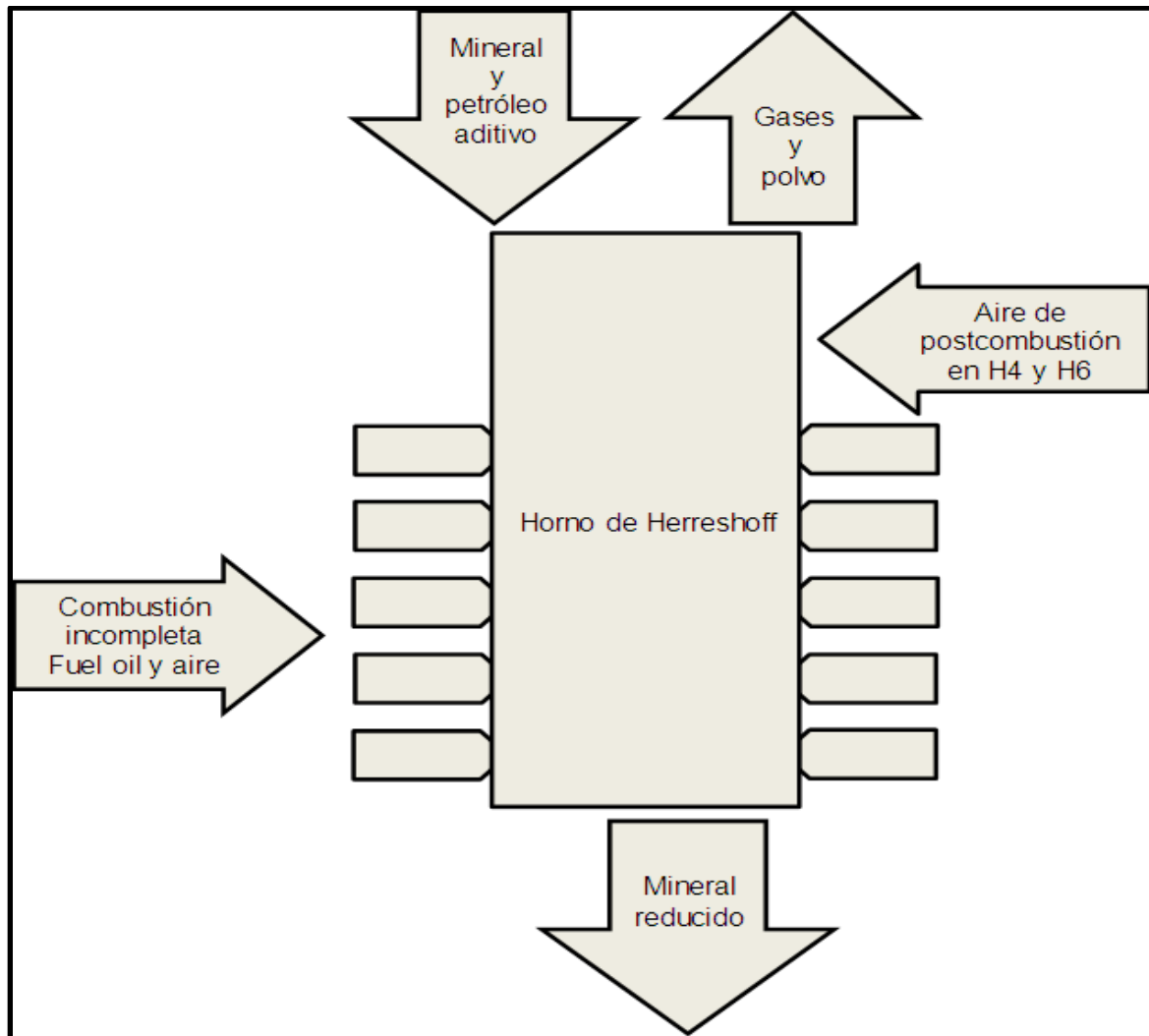


Figura 3.4: Flujo de materiales en el horno de múltiples soleras.

En la figura 3.4 se muestra los materiales que entran y salen del proceso de tostación reductora en el horno Herreshoff y es el fundamento sobre el cual se realizó el balance de masas en el horno diez de la empresa Productora de Níquel y Cobalto Comandante Ernesto Ché Guevara. Se observa que los materiales que entran al proceso son:

1. El mineral húmedo y con petróleo aditivo.
2. Los productos de la combustión incompleta del petróleo tecnológico.

3. El aire en H4 y H6 para la postcombustión de los gases CO y H₂.

Los productos del proceso de reducción son:

1. El mineral reducido.
2. Los gases tecnológicos.
3. El polvo arrastrado por los gases.

En la siguiente tabla se muestran los principales resultados de este balance. En el anexo 10 se muestra una tabla más completa. Se observa que el principal material alimentado según su masa es el mineral a procesar el cual representa el 57,38 % del total. El consumo de aire, tanto para la combustión incompleta del petróleo en cámaras como para la postcombustión del monóxido de carbono y del hidrógeno en los hogares H4 y H6, representa el 38,06 % de la masa total que se suministra al horno por hora de producción.

Tabla 2: Resultado general del balance de masa.

Entrada		
Compuestos	Total (kg)	%
Mena	16783,072	57,382
Petróleo Aditivo	416,928	1,425
Petróleo tecnológico	916,932	3,135
Aire de combustión	5959,113	20,374
Aire de postcombustión	5172,000	17,683
Total (kg)	29248,045	100,000
%	100,000	
Salida		
Producto tostado	13578,073	46,424
Polvo	507,088	1,734
Gases	15162,884	51,842
Total (kg)	29248,045	100,000
%	100,000	

COMPRAC v2.0 --> Composición Racional

Archivos Datos Resultados Ayuda Salir

Composición Racional del Mineral Seco Horno (100 kg)

Mineral	Fe	Ni	Co	Al	Mg	Mn	SiO2	H2O	O	Cr	otros	Total
2FeOOH	33.836							5.447	14.550			53.833
Al2O3·3H2O				0.985				0.985	0.878			2.848
(Mg,Fe)(Cr,Al)2O4	0.435			0.421	0.189				0.499	0.811		2.355
Mg6(Si4O10)(OH)8					3.173		5.205	1.559	2.080			12.017
MnO2						0.155			0.090			0.245
Fe2(Si4O10)(OH)2·H2O	1.076						2.316	0.347	0.462			4.201
Al4(Si4O10)(OH)8·4H2O				0.014			0.031	0.018	0.006			0.069
Fe3O4	6.392								2.438			8.830
SiO2							2.074					2.074
NiO		1.229							0.336			1.565
CoO			0.110						0.029			0.139
Otros											11.824	11.824
Total	41.739	1.229	0.110	1.420	3.362	0.155	9.626	8.356	21.368	0.811	11.824	100.0

Figura 3.5: Composición racional del mineral seco alimentado a los hornos.

COMPRAC v2.0 --> Composición Racional

Archivos Datos Resultados Ayuda Salir

Composición Racional del Mineral húmedo en Hornos(101.80 kg)

Mineral	Fe	Ni	Co	Al	Mg	Mn	SiO2	H2O	O	Cr	otros	Total (Kg)
2FeOOH	33.836							5.447	14.550			53.833
Al2O3·3H2O				0.985				0.985	0.878			2.848
(Mg,Fe)(Cr,Al)2O4	0.435			0.421	0.189				0.499	0.811		2.355
Mg6(Si4O10)(OH)8					3.173		5.205	1.559	2.080			12.017
MnO2						0.155			0.090			0.245
Fe2(Si4O10)(OH)2·H2O	1.076						2.316	0.347	0.462			4.201
Al4(Si4O10)(OH)8·4H2O				0.014			0.031	0.018	0.006			0.069
Fe3O4	6.392								2.438			8.830
SiO2							2.074					2.074
NiO		1.229							0.336			1.565
CoO			0.110						0.029			0.139
H2O libre								1.801				1.801
Otros											11.824	11.824
Total	41.739	1.229	0.110	1.420	3.362	0.155	9.626	10.157	21.368	0.811	11.824	101.801
%	41.001	1.207	0.108	1.395	3.303	0.152	9.456	9.977	20.990	0.797	11.616	-

Figura 3.6: Composición racional del mineral húmedo alimentado a los hornos.

En las figura 3.5 y 3.6 se muestran los resultados del Software COMPRAC 2.0 para 100 kg de mineral seco y 101,8 kg de mineral húmedo respectivamente alimentado a los hornos de reducción.

Tabla 3: Composición racional de los gases que salen del horno.

Gases	C	O	S	H	N	H ₂ O	Total (kg)	%
CO ₂	817,79	2178,65					2996,44	19,76
CO	163,90	218,33					382,23	2,52
SO ₂		26,09	26,09				52,18	0,34
H ₂ O		914,99		115,28		1640,90	2671,19	17,61
H ₂				27,42			27,42	0,18
N ₂					8570,91		8570,91	56,52
O ₂		462,49					462,49	3,05
Total (kg)	981,70	3800,56	26,09	142,70	8570,91	1640,90	15162,88	100,00

En la tabla 3 se muestra la composición racional de los gases a la salida del horno. Se observa que predomina el contenido de N₂ pues este se alimenta con el aire de combustión y el aire de postcombustión y no se transforma ni reacciona en todo el proceso con otra sustancia y representa alrededor del 79 % de la masa de todo el aire alimentado. El agua y el dióxido de carbono son los otros gases con mayor proporción en la salida ya que estos se producen tanto en la combustión incompleta del fuel oil como por resultado de las reacciones químicas que ocurren dentro del horno. El monóxido de carbono y el hidrógeno se disminuyen en las reacciones de postcombustión para evitar daños en el sistema de purificación de gases.

3.3 Resultados del balance de energía.

En la figura 3.7 se muestran los calores que se suministran y se consumen en el horno Herreshoff. Los cuales se relacionan a continuación:

- ✓ Q1: Calor producto de la combustión incompleta del fuel oil.
- ✓ Q2: Calor sensible del aire en cámaras de combustión.
- ✓ Q3: Calor sensible del fuel oil.
- ✓ Q4: Calor sensible del mineral alimentado.
- ✓ Q5: Calor aportado por las reacciones exotérmicas.
- ✓ Q6: Calor sensible del mineral reducido.

- ✓ Q7: Calor consumido por las reacciones endotérmicas.
- ✓ Q8: Calor consumido para evaporar el agua.
- ✓ Q9: Calor sensible de los gases salientes.
- ✓ Q10: Pérdidas al medio ambiente.
- ✓ Q11: Calor perdido por el polvo en chimenea.

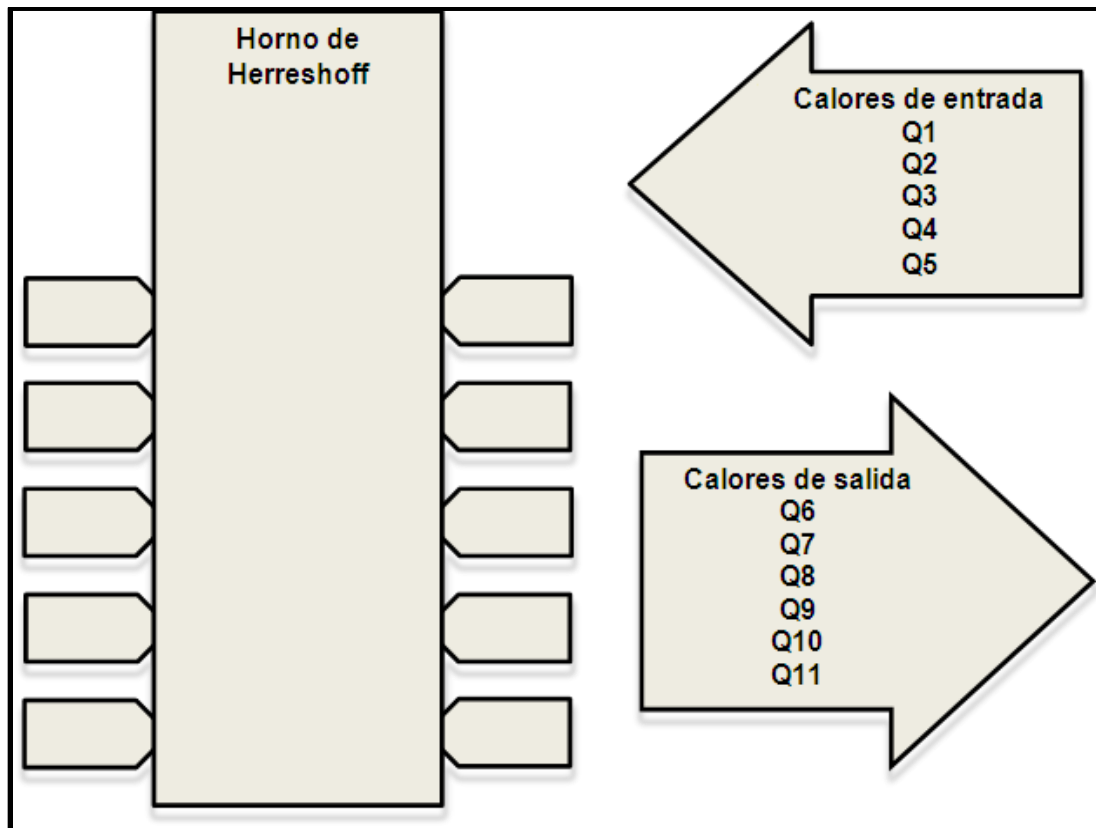


Figura 3.7: Distribución de los calores de entrada y salida en el horno industrial Herreshoff.

En la tabla 4 se muestra que los aportes energéticos más significativos son los introducidos por la combustión del fuel oil y las reacciones exotérmicas, los que representan el 63,64 % y el 32,95 % de la energía total introducida respectivamente. La energía aportada por estos dos conceptos representa el 96,60 % del calor total aportado. Los calores aportados por el aire, el combustible y el mineral alimentado, representan el 3,40 % del calor total aportado y pueden ser obviados en posteriores cálculos. Se representa el consumo de energía para desarrollar las distintas fases de la reducción del mineral laterítico en el horno industrial Herreshoff.

Tabla 4: Resultados del balance de energía.

Índices de Entrada	Calor (kJ)	%
1. Calor de combustión del combustible	24240472,54	63,64
2. Calor físico del aire	595599,25	1,56
3. Calor físico de combustible	191638,79	0,50
4. Calor físico del mineral alimentado	508778,42	1,34
5. Calor aportado por las reacciones exotérmicas	12550594,11	32,95
Total	38087083,11	100,00
Índices de Salida	Calor (kJ)	%
6. Calor físico del mineral reducido	10408274,79	27,33
7. Calor consumido por las reacciones endotérmicas	8234048,37	21,62
8. Calor para el calentamiento, evaporación y sobrecalentamiento del agua	5237857,35	13,75
9. Pérdidas de calor por los gases	6418196,46	16,85
10. Pérdida de calor por el polvo	180821,26	0,47
11. Pérdidas al medio ambiente	6611561,43	17,36
Desbalance	996323,45	2,62
Total	38087083,11	100,00

El mayor calor que se consume es con el mineral reducido que representa el 27,33 % del total, el cual sale del sistema sin ser utilizado en otro proceso, sin embargo es un calor empleado de forma útil para desarrollar las transformaciones físicas y químicas de los minerales iniciales hasta los productos. El segundo lugar de significación lo tiene el calor consumido para desarrollar las reacciones endotérmicas de disociación y de reducción el que representa el 21,62 % del calor total consumido, esto es debido a la necesidad de romper las estructuras cristalinas de los minerales alimentados y procesados dentro del horno. El tercer lugar lo ocupa las pérdidas de energía al medio ambiente, estas representan el 17,36 % del total, lo cual da una medida de que por

este concepto se pierde una cantidad apreciable de energía, principalmente por el revestimiento de las cámaras de combustión la cual representa el 69,05 % del total perdido por este concepto. Las pérdidas de energía por el revestimiento del eje central del horno, por el revestimiento del horno y por los orificios de las cámaras de combustión representan el 1,09 %, el 21,32 % y el 8,55 % del total perdido al medio ambiente respectivamente. En cuarto lugar están las pérdidas de energía con el calor sensible de los gases salientes, el cual representa el 16,85 % del total. En quinto lugar está el calor consumido para evaporar el agua, este representa 13,75 % del total, el cual también es una energía útilmente empleada para obtener el mineral reducido, ya que toda el agua necesita consumir energía para cambiar de estado en correspondencia con toda la masa presente en el mineral alimentado y la magnitud del calor específico de vaporización.

Los calores relacionados con el polvo a la salida en chimenea se pueden despreciar en el concepto de balance dado su pequeña magnitud 0,47 % del total.

Existe un desbalance de energía debido a un exceso de energía suministrado a la entrada de 2,62 % del total. La relación entre el calor total suministrado al horno y al calor empleado útilmente para desarrollar el proceso tecnológico. El calor útil o rendimiento térmico del horno es de 62,70 % del total suministrado. Esta cantidad de energía se emplea para desarrollar las reacciones de disociación de los compuestos y de reducción de los óxidos metálicos, para evaporar el agua libre y enlazada con los minerales y para transformar la materia prima en el producto tostado. El calor que se pierde, es decir que no se emplea útilmente representa el 37,30 % del total, entre los que se encuentra el calor perdido por los gases salientes, por el polvo arrastrado por los gases y las pérdidas al medio ambiente a través del revestimiento del horno, las cámaras, los orificios y el eje central del horno.

3.4 Valoración técnico económica del proceso de reducción.

En la reducción de mineral laterítico se consume como principal material el petróleo, pues este no solo se utiliza como fuente de energía sino también como reactivo químico lo que hace que aumente su consumo físico. El plan de la planta para este año es de 51,50 kg en cámaras y de 28,00 kg en aditivo por cada tonelada de mineral seco

neto alimentado a los hornos de reducción, para un total de 79,50 kg por tonelada de mineral seco neto alimentado. Considerando la productividad en hornos de 220,00 toneladas de mineral seco neto alimentado y el precio actual del petróleo de unos 304,00 USD la tonelada, este consumo planificado representa un costo de aproximadamente 127 607,04 USD al día, 3 828 211,20 USD al mes y 46 576 569,60 USD al año. Considerando la producción de 41,00 t/día de síter de níquel y el precio de 13992,00 USD/t, la incidencia del petróleo representa el 22,24% en el costo total de producción de la empresa.

Por lo anterior planteado es de vital importancia optimizar el consumo de este esencial recurso.

3.5 Impacto social y medioambiental.

Al realizar un estudio del comportamiento del proceso de enfriamiento del mineral reducido se analizaron los factores que de una forma u otra influyen sobre el medio ambiente, se enfatizó fundamentalmente en los más predominantes.

Las acciones o actividades con repercusión ambiental en la planta son:

- Derrame de mineral.
- Derrame de agua.
- Escape de gases contaminantes.
- Emisiones continuas de polvo y ruido.

3.5.1 Caracterización de los impactos.

El proceso de caracterización de los impactos ambientales es de gran importancia, pues posibilita la comprensión de la dimensión exacta del análisis desarrollado, determinando como repercuten sobre el medio ambiente cada uno de los impactos ambientales que tienen lugar en el objeto. En la tabla 5 se muestran los impactos ambientales del proceso de reducción.

Tabla 5: Identificación de los impactos ambientales del proceso de enfriamiento.

Acciones o actividades	Factores ambientales	Impactos ambientales
Derrame de mineral	Económico	Pérdidas por concepto económico
Derrame de agua		
Escape de gases contaminantes	Aire	Disminución de la calidad
	Hombre	Aumento de enfermedades respiratorias
	Económico	Pérdidas por concepto de evaporación del amoníaco
Emisiones de polvo	Hombre	Aumento de enfermedades respiratorias
Emisiones de ruido		Pérdidas de la sensibilidad auditiva

Para comprender cuál es la situación ambiental real que actualmente presenta la instalación, en el epígrafe 3.5.2 se relacionan algunos estándares sobre medio ambiente. De la comparación de estos valores con los existentes en la planta se puede deducir el nivel de contaminación presente en la misma.

3.5.2 Recomendaciones sobre medio ambiente, salud y seguridad.

Calidad del aire en los puestos de trabajo

- ✓ Los equipos de protección respiratoria deben ser usados por los trabajadores cuando la exposición presente en el lugar de trabajo exceda las normas o los valores límites de umbral siguientes:
 - Arsénico: 0,5 mg/m³
 - Sulfuro de Hidrógeno: 14 mg/m³
 - Monóxido de Carbono: 29 mg/m³
 - Plomo: 0,15 mg/m³
 - Cobre: 1 mg/m³
 - Dióxido de Nitrógeno: 6 mg/m³

- Sílice libre: 5 mg/m³
- Polvo inerte: 10 mg/m³
- ✓ El monitoreo periódico de los puestos de trabajo debe dirigirse a los contaminantes del aire en las diferentes tareas de los empleados y funcionamiento de la planta.
- ✓ Los equipos de ventilación para el control de la contaminación del aire deben mantenerse en buen estado técnico.

El ruido en los puestos de trabajo y su efecto sobre la salud humana.

- ✓ Los controles administrativos y técnicos deben incluir la revisión de aislamiento del sonido en los equipos y salas de control y serán empleados para reducir el nivel de ruido medio en el área de trabajo.
- ✓ Deben mantenerse en buen estado técnico los equipos de la planta para minimizar los niveles de ruido.

El personal debe usar protección auditiva cuando estén expuestos a los niveles de ruido superiores a 85 dB (A). El hecho de que se relacione al ruido y se le pueda considerar perjudicial, depende de tres factores: la relación de presión, la duración de la exposición y la sensibilidad del individuo.

Los impactos negativos sonoros producidos durante las fases operacionales o industriales son: los cambios y pérdida de la audición, interferencia de la comunicación oral, molestias y disminución de la capacidad de trabajo, entre otras. Se ha demostrado que la exposición prolongada a ciertos niveles de ruido puede provocar la pérdida total de la audición. Esto se ha visto sobre todo en caso de personas que trabajan en ambientes ruidosos, un ejemplo de esto lo es: las personas que durante más de 20 años y a razón de 8 horas diarias, han sido sometidos a niveles de ruido superiores a 90 dB (A) tienen una probabilidad alta de perder el sentido del oído y por tanto convertirse en sordos.

El ruido también produce en el sistema neuro-vegetativo, una serie de modificaciones funcionales que son reacciones de defensa del organismo frente a una agresión externa, por ejemplo: la elevación de la presión arterial, aceleración del ritmo cardiaco y de los movimientos respiratorios, tensión muscular, descarga de hormonas en sangre, entre otras. Esto ocurre sobre todo cuando el ruido es muy intenso, de carácter

impulsivo y el que escucha no está preparado para ello. Los niveles de ruido altos, están considerados como factores de riesgo ya que en la generalidad de los casos desencadenan en una enfermedad cardiovascular.

Conclusiones del capítulo 3

- ✓ Se realizó el balance térmico y de masa del horno de reducción 10 mediante los valores de las distintas variables medidas y recopiladas.
- ✓ Los resultados más importantes obtenidos se presentaron gráficamente.
- ✓ Se valoró económicamente el proceso y presentaron las principales deficiencias del mismo, dando la posibilidad de tomar las medidas necesarias para mejorar el funcionamiento de estos y elevar la eficiencia.
- ✓ Se caracterizaron los impactos medioambientales asociados a la tostación reductora en los hornos de Herreshoff y se hicieron recomendaciones al respecto.

CONCLUSIONES GENERALES

1. Se determinó que a mayor consumo de petróleo tanto en cámaras como en aditivo, menor valor de la constante de equilibrio químico, mayor contenido de hierro y menor contenido de óxido de silicio en el mineral alimentado, son mayores las extracciones de níquel y cobalto en el proceso de reducción en el horno de Herreshoff.
2. Entre los problemas fundamentales en la reducción de mineral laterítico se pudieron identificar los siguientes:
 - Oscilaciones constantes tanto de la minería como del insumo fundamental de la planta; el petróleo. Esto afecta directamente la estabilidad en los parámetros de las variables tecnológicas del proceso y con ello la eficiencia metalúrgica del mismo.
 - Salideros de gases por escotillas del horno y de mineral reducido en la descarga del mismo al transportador de eje helicoidal, lo que provoca pérdidas económicas, energéticas y contaminación medioambiental.
3. Se comprobó que el rendimiento térmico del horno diez de la UBP Planta Hornos de Reducción de la empresa Productora de Níquel y Cobalto Comandante Ernesto Ché Guevara es de 62,70 %, las pérdidas al medio ambiente representan el 17,36 % del calor total suministrado. Las mayores fuentes de energía son aportadas por la combustión incompleta del petróleo en las cámaras y por las reacciones exotérmicas de postcombustión de los gases CO y H₂ en los hogares H4 y H6. Se puede optimizar el consumo de petróleo pues se evidencia un exceso de energía aportada que representa alrededor del 3 % del total.

RECOMENDACIONES

1. Evaluar las pérdidas en los extractables desde la salida de los hornos hasta la descarga del mineral laterítico reducido en las canales de contacto de la UBP Planta de Lixiviación y Lavado.
2. Optimizar el consumo de petróleo total de la planta puesto que su elevado consumo implica pérdidas económicas para la empresa.
3. Proponer a la dirección de la Planta:
 - ✓ Instalar otros instrumentos de medición al sistema de almacenamiento de datos, para mejorar la precisión en el análisis.
 - ✓ Eliminar los salideros de gases y mineral reducido existentes en la planta para mejorar las eficiencias económica y metalúrgica.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. ANÓNIMO, a. 2014 Manual de operaciones de la UB Minera.
2. ANÓNIMO, b. 2014 Manual de operaciones de la UBP Lixiviación y Lavado.
3. ANÓNIMO, c. 2014 Manual de operaciones de la UBP Hornos de Reducción.
4. ARCE MOLINA, J. & CHANG-CARDONA, A. 2004: "SOFTWARE COMPRAC. Composición Racional. Centro Nacional de Derecho de Autor (CENDA). Registro: 1767-2004.
5. CASTELLANOS, J. "et al". 1979. Uso de agentes reductores procedentes del fuel oil en el horno Herreshoff. Nicaro, Minbas. 32 p.
6. CHANG C, A. R. "et al". 2005. Modelos multivariantes para predecir el extractable de níquel por la composición mineralógica de la mena tecnológica en el proceso caron. Revista Minería y Geología. 21(1).
7. CHANG C, A. R. Y YUZHANINOV, I. A. 1997. Cálculo de los principales procesos en los Hornos Metalúrgicos. La Habana, Félix Varela. 208p.
8. INCROPERA P, F. Y DEWITT P, D. Introduction to heat transfer. 1996. John Wiley y Sons, New York. 813p.
9. LÓPEZ C, P. 1984. Ahorro de combustible en los hornos de reducción. en: I FORUM NACIONAL DE ENERGIA. Nicaro, Minbas, Sindicato Minero-Químico Energético.
10. MATOS T, R. Y HING C, R. 1988. Aspectos fundamentales de la química física. Tomo II. Editorial Pueblo y Educación, La Habana. 343p.
11. MEDRANO F, I. Y ÁVILA Z, R. W. 1995. Algoritmo de operación del Horno de Reducción por balance de materia y energía. Memoria de Ingeniero metalúrgico. Moa, ISMM, Facultad Metalurgia Electromecánica. 60p.
12. NICHOLS ENGINEERING CORPORATION. 1954. Calor y Balance de materiales para el horno de reducción del este. New York. 39p.
13. ONISHIN, B. 1970. Utilización del fuel oil como reductor líquido para la reducción de los minerales de la fábrica de Nicaro. Informe Técnico. Nicaro, MINBAS.

14. PANTOJA SANTIESTEBAN, H. 2008. Determinación del índice de consumo de fuel oil del horno industrial Herreshoff. Tesis en opción al título de ingeniero metalúrgico. Moa, ISMM, Facultad Metalurgia y Electromecánica.
15. 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.
16. PERRY R. H.; D. W. GREEN y J. O. MALONEY. 1997. Perry's Chemical engineers' handbook. 7 ed. McGraw-Hill Inc., 2648 p.
17. PINEDA M, A. "et al". 1980. Recuperación de calor en Hornos de Reducción y Planta Eléctrica. Memoria de Ingeniero metalúrgico. Moa, ISMM, Facultad Metalurgia Electromecánica. 84p.
18. REZVANOV, G. Y CASTELLANOS, J. 1969. Estudio sobre el uso del petróleo aditivo para la reducción del mineral laterítico. Informe Técnico. Nicaro, Minbas.
19. SAMSONOV G. B., "et al". 1978. Propiedades físico-químicas de los óxidos. Editorial "Metalurgia", Moscú. 471 p.
20. STEVENS, R. "et al". 2003. Thermodynamics of Fe oxides: Part I. Entropy at standard temperature and pressure and heat capacity of goethite (α -FeOOH), lepidocrocite (σ -FeOOH), and maghemite (σ -Fe₂O₃). American Mineralogist. 88: 846-854.
21. VAGIN, A. A.; KRIVANDIN, V. A; PRITKOV, I. A.; PERLOV, N. H., 1978. Combustible, Refractarios y Hornos Metalúrgicos. Editorial "Metalurgia", Moscú, 432 p.

ANEXOS

Anexo 1: Composición química del mineral alimentado. Reporte del Laboratorio Químico Central de la ECG: análisis de HR-1.

Elemento	%
Ni	1,229
Co	0,110
Fe	41,736
Al	1,418
Mn	0,155
Mg	3,351
Cr	0,811
SiO ₂	9,626
H ₂ O libre	1,770
Aditivo	2,424

Anexo 2: Composición química del petróleo (aditivo y tecnológico). Reporte del Laboratorio Químico Central de la ECG.

Elemento	C	H	S	O	N	A	H ₂ O	Total
%	85,300	10,800	2,500	0,400	0,400	0,200	0,400	100,000

Anexo 3: Composición mineralógica del mineral alimentado. Resultado del Software COMPRAC 2.0.

Mineral		%
Nombre	Símbolo	
Goethita	Fe ₂ O ₃ ·H ₂ O	53,833
Nontronita	Fe ₂ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₂ ·H ₂ O	4,201
Halloysita	Al ₄ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₈ ·4H ₂ O	0,069
Cromita	(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	2,355
Serpentina	Mg ₆ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₈	12,017
Gibbsita	Al ₂ O ₃ ·3H ₂ O	2,848
Magnetita	Fe ₃ O ₄	8,830

Anexo 4: Masa molar y peso atómico de los compuestos y elemento químicos respectivamente . Perry, R. H y otros. 1997.

Elementos y compuestos	kg/kmol
H	1,008
C	12,011
O	15,999
Al	26,982
Ni	58,693
Co	58,933
Fe	55,845
Mn	54,938
Mg	24,305
Cr	51,996
Si	28,086
Fe₂O₃·H₂O	177,702
Al₂O₃·3H₂O	156,005
Mg₆(Si₄O₁₀)(OH)₈	554,219
Al₄(Si₄O₁₀)(OH)₈·4H₂O	588,376
(Mg,Fe)(Cr,Al)₂O₄	302,102
Fe₃O₄	231,531
Fe₂(Si₄O₁₀)(OH)₂·H₂O	436,053
Mg₂[SiO₄]	140,692
Mg₂[Si₂O₆]	200,776
Fe₂O₃[4SiO₂]	400,023
2Al₂O₃[4SiO₂]	444,258
FeO	71,844
NiO	74,692
CoO	74,932
MgO	40,304
MnO₂	86,936
H₂O	18,015
Al₂O₃	101,961
SiO₂	60,084
CO₂	44,009
Fe₂O₃	159,687
S	32,000
SO₂	63,998
N₂	28,014
CO	28,010
H₂	2,016
O₂	31,998

Anexo 5: Composición racional del mineral seco alimentado.

Mineral	Fe	Ni	Co	Al	Mg	Mn	SiO2	H2O	O	Cr	Otros	Total (kg)	%
Fe2O3·H2O	5578,105							899,708	2397,102			8874,915	53,833
Al2O3·3H2O				162,413				162,655	144,454			469,522	2,848
(Mg.Fe)(Cr.Al)2O4	71,769			69,352	31,236				82,244	133,645		388,246	2,355
Mg6(Si4O10)(OH)8					521,287		859,110	257,584	343,142			1981,124	12,017
MnO2						25,553			14,883			40,437	0,245
Fe2(Si4O10)(OH)2·H2O	177,396						381,723	57,225	76,233			692,577	4,201
Al4(Si4O10)(OH)8·4H2O				2,087			4,647	2,786	1,856			11,375	0,069
Fe3O4	1053,350								402,365			1455,715	8,830
SiO2libre							341,464					341,464	2,071
NiO		202,613							55,230			257,843	1,564
CoO			18,135						4,923			23,058	0,140
Otros											1949,737	1949,737	11,827
Total (kg)	6880,620	202,613	18,135	233,851	552,523	25,553	1586,943	1379,959	3522,432	133,645	1949,737	16486,012	100,000
%	41,736	1,229	0,110	1,418	3,351	0,155	9,626	8,370	21,366	0,811	11,827	100,000	

Anexo 6: Composición racional del mineral húmedo y con petróleo aditivo.

Mineral	Fe	Ni	Co	Al	Mg	Mn	SiO2	H2O	O	Cr	Otros	Petróleo	Total (kg)	%
Fe2O3·H2O	5578,105							899,708	2397,102				8874,915	51,598
Al2O3·3H2O				162,413				162,655	144,454				469,522	2,730
(Mg.Fe)(Cr.Al)2O4	71,769			69,352	31,236				82,244	133,645			388,246	2,257
Mg6(Si4O10)(OH)8					521,287		859,110	257,584	343,142				1981,124	11,518
MnO2						25,553			14,883				40,437	0,235
Fe2(Si4O10)(OH)2·H2O	177,396						381,723	57,225	76,233				692,577	4,027
Al4(Si4O10)(OH)8·4H2O				2,087			4,647	2,786	1,856				11,375	0,066
Fe3O4	1053,350								402,365				1455,715	8,463
SiO2libre							341,464						341,464	1,985
NiO		202,613							55,230				257,843	1,499
CoO			18,135						4,923				23,058	0,134
Otros											1949,737		1949,737	11,336
Petróleo aditivo												416,928	416,928	2,424
H2O libre								297,060					297,060	1,727
Total (kg)	6880,620	202,613	18,135	233,851	552,523	25,553	1586,943	1677,020	3522,432	133,645	1949,737	416,928	17200,000	100,000
%	40,004	1,178	0,105	1,360	3,212	0,149	9,226	9,750	20,479	0,777	11,336	2,424	100,000	

Anexo 7: Composición racional del polvo arrastrado por los gases.

Mineral	Fe	Ni	Co	Al	Mg	Mn	SiO2	H2O	O	Cr	Otros	Petróleo	Total (kg)	%
Fe2O3·H2O	167,343							26,991	71,913				266,247	52,505
Al2O3·3H2O				4,872				4,880	4,334				14,086	2,778
(Mg.Fe)(Cr.Al)2O4	2,153			2,081	0,937				2,467	4,009			11,647	2,297
Mg6(Si4O10)(OH)8					15,639		25,773	7,728	10,294				59,434	11,721
MnO2						0,767			0,446				1,213	0,239
Fe2(Si4O10)(OH)2·H2O	5,322						11,452	1,717	2,287				20,777	4,097
Al4(Si4O10)(OH)8·4H2O				0,063			0,139	0,084	0,056				0,341	0,067
Fe3O4	31,601								12,071				43,671	8,612
SiO2libre							10,244						10,244	2,020
NiO		6,078							1,657				7,735	1,525
CoO			0,544						0,148				0,692	0,136
Otros											58,492		58,492	11,535
Petróleo aditivo												12,508	12,508	2,467
Total (kg)	206,419	6,078	0,544	7,016	16,576	0,767	47,608	41,399	105,673	4,009	58,492	12,508	507,088	100,000
%	40,707	1,199	0,107	1,383	3,269	0,151	9,389	8,164	20,839	0,791	11,535	2,467	100,000	

Anexo 8: Composición racional del mineral reducido.

Mineral	Fe	Ni	Co	Al	Mg	Mn	SiO2	O	Cr	C	S	Otros	Total (kg)	%
Al2O3				157,540				140,121					297,661	2,192
Fe2O3*4SiO2	86,037						185,136	36,973					308,146	2,269
2Al2O3*4SiO2				2,024			4,507	1,800					8,331	0,061
Fe3O4	2607,419							995,997					3603,416	26,538
FeO	3598,238							1030,857					4629,096	34,092
Fe	312,890												312,890	2,304
Ni		161,158											161,158	1,187
NiO		35,376						9,643					45,019	0,332
Co			10,554										10,554	0,078
CoO			7,036					1,910					8,946	0,066
MnO2						24,787		14,437					39,223	0,289
SiO2							683,023						683,023	5,030
(Mg,Fe)(Cr,Al)2O4	69,616			67,271	30,298			79,777	129,636				376,598	2,774
Mg2[SiO4]					269,679		333,335	177,519					780,533	5,748
MgO					101,130			66,570					167,699	1,235
Mg2[Si2O6]					134,840		333,335	88,759					556,934	4,102
S											6,940		6,940	0,051
C										145,410			145,410	1,071
Otros												1436,493	1436,493	10,580
Total (kg)	6674,201	196,535	17,591	226,836	535,947	24,787	1539,335	2644,363	129,636	145,410	6,940	1436,493	13578,073	100,000
%	49,154	1,447	0,130	1,671	3,947	0,183	11,337	19,475	0,955	1,071	0,051	10,580	100,000	

Anexo 9: Composición racional de los gases de salida del horno.

Gases	C	O	S	H	N	H2O	Total (kg)	%
CO2	817,795	2178,653					2996,448	19,762
CO	163,908	218,330					382,239	2,521
SO2		26,092	26,094				52,186	0,344
H2O		914,998		115,286		1640,906	2671,190	17,617
H2				27,420			27,420	0,181
N2					8570,910		8570,910	56,526
O2		462,491					462,491	3,050
Total (kg)	981,703	3800,565	26,094	142,706	8570,910	1640,906	15162,884	100,000
%	6,474	25,065	0,172	0,941	56,526	10,822	100,000	

Anexo 10: Balance general de materia.

Entrada																	
Compuestos	Fe	Ni	Co	Al	Mg	Mn	SiO 2	H2O	O	Cr	Otros	C	S	H	N	Total (kg)	%
Mena	6880,620	202,613	18,135	233,851	552,523	25,553	1586,943	1677,020	3522,432	133,645	1949,737					16783,072	57,382
Petróleo Aditivo								1,668	1,668		0,834	355,640	10,423	45,028	1,668	416,928	1,425
Petróleo tecnológico								3,668	3,668		1,834	782,143	22,923	99,029	3,668	916,932	3,135
Aire de combustión									1375,928						4583,185	5959,113	20,374
Aire de postcombustión									1189,560						3982,440	5172,000	17,683
Total (kg)	6880,620	202,613	18,135	233,851	552,523	25,553	1586,943	1682,355	6093,256	133,645	1952,405	1137,783	33,347	144,057	8570,960	29248,045	100,000
%	23,525	0,693	0,062	0,800	1,889	0,087	5,426	5,752	20,833	0,457	6,675	3,890	0,114	0,493	29,304	100,000	
Salida																	
Producto tostado	6674,201	196,535	17,591	226,836	535,947	24,787	1539,335		2186,968	129,636	1893,888	145,410	6,940			13578,073	46,424
Polvo	206,419	6,078	0,544	7,016	16,576	0,767	47,608	41,449	105,723	4,009	58,517	10,669	0,313	1,351	0,050	507,088	1,734
Gases								1640,906	3800,565			981,703	26,094	142,706	8570,910	15162,884	51,842
Total (kg)	6880,620	202,613	18,135	233,851	552,523	25,553	1586,943	1682,355	6093,256	133,645	1952,405	1137,783	33,347	144,057	8570,960	29248,045	100,000
%	23,525	0,693	0,062	0,800	1,889	0,087	5,426	5,752	20,833	0,457	6,675	3,890	0,114	0,493	29,304	100,000	

Anexo 11: Resultados del balance de energía.

Índices de Entrada	Calor (kJ)	%
1. Calor de combustión del combustible	24240472,54	63,64
2. Calor físico del aire	595599,25	1,56
3. Calor físico de combustible	191638,79	0,50
4. Calor físico del mineral alimentado	508778,42	1,34
5. Calor aportado por las reacciones exotérmicas	12550594,11	32,95
Total	38087083,11	100,00
Índices de Salida	Calor (kJ)	%
6. Calor físico del mineral reducido	10408274,79	27,33
7. Calor consumido por las reacciones endotérmicas	8234048,37	21,62
8. Calor para el calentamiento, evaporación y sobrecalentamiento del agua	5237857,35	13,75
9. Pérdidas de calor por los gases	6418196,46	16,85
10. Pérdida de calor por el polvo	180821,26	0,47
11. Pérdidas al medio ambiente	6611561,43	17,36
Desbalance	996323,45	2,62
Total	38087083,11	100,00

Anexo 12: Capacidad calorífica de los elementos y compuestos. $C_p = a + bT$ (J/molK). Perry, R. H y otros. 1997. Incropera P, F. y De Witt P, D. 1996.

Compuestos y elementos	a	b
Fe ₂ O ₃ ·H ₂ O	1,246	0,233
Al ₂ O ₃ ·3H ₂ O	93,201	0,087
(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	39,000	0,005
Mg ₆ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₈	1079,528	-0,026
MnO ₂	31,102	0,043
Fe ₂ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₂ ·H ₂ O	338,120	
Al ₄ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₈ ·4H ₂ O	665,930	-0,006
Fe ₃ O ₄	172,338	0,079
SiO ₂	15,279	0,100
NiO	47,302	0,009
CoO	48,520	0,038
CO ₂	43,283	0,011
FeO	52,827	0,006
MgO	45,460	0,005
Fe ₂ O ₃	103,478	0,067
Al ₂ O ₃	92,427	0,038
Ni	17,832	0,027
Co	21,432	0,014
S		
Fe	17,288	0,027
C	11,189	0,011
O ₂	34,618	0,001
Mg	25,953	0,006
Mn	15,739	0,031
H ₂ O	28,883	0,003
α-SiO ₂	45,545	0,037
β-SiO ₂	45,881	0,023
(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	38,960	0,005
Al ₄ O ₆ ·4SiO ₂	510,336	-0,192
Fe ₂ O ₃ ·4SiO ₂ (Amorfo)	248,930	
Mg ₂ [SiO ₄]	227,980	0,003
Mg ₂ [Si ₂ O ₆](Amorfo)	350,700	-0,147

Anexo 13: Capacidad calorífica del mineral alimentado.

Mineral	masa (kg)	FM	Cp (kJ/kgK)	Cp (kJ/kgK)
Fe ₂ O ₃ ·H ₂ O	8874,915	0,525	0,418	0,219
Al ₂ O ₃ ·3H ₂ O	469,522	0,028	0,772	0,021
(Mg.Fe)(Cr.Al) ₂ O ₄	388,246	0,023	0,134	0,003
Mg ₆ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₈	1981,124	0,117	1,933	0,227
MnO ₂	40,437	0,002	0,514	0,001
Fe ₂ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₂ ·H ₂ O	692,577	0,041	0,775	0,032
Al ₄ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₈ ·4H ₂ O	11,375	0,001	1,129	0,001
Fe ₃ O ₄	1455,715	0,086	0,851	0,073
SiO ₂ libre	341,464	0,020	0,778	0,016
NiO	257,843	0,015	0,671	0,010
CoO	23,058	0,001	0,806	0,001
Otros	1949,737	0,115	0,836	0,096
Petróleo aditivo	416,928	0,025	2,090	0,052
Total (kg)	16902,940	1,000		0,752

Anexo 14: Capacidad calorífica del mineral reducido.

Mineral	masa (kg)	FM	Cp (kJ/kgK)	Cp (kJ/kgK)
Al ₂ O ₃	297,661	0,022	1,283	0,028
Fe ₂ O ₃ ·4SiO ₂	308,146	0,023	0,622	0,014
2Al ₂ O ₃ ·4SiO ₂	8,331	0,001	0,707	0,000
Fe ₃ O ₄	2702,562	0,201	1,092	0,219
FeO	5283,207	0,392	0,821	0,322
Fe	456,298	0,034	0,799	0,027
Ni	161,158	0,012	0,771	0,009
NiO	45,019	0,003	0,757	0,003
Co	10,554	0,001	0,606	0,000
CoO	8,946	0,001	1,166	0,001
MnO ₂	39,223	0,003	0,869	0,003
SiO ₂	683,023	0,051	1,965	0,100
(Mg.Fe)(Cr.Al) ₂ O ₄	376,598	0,028	0,147	0,004
Mg ₂ [SiO ₄]	780,533	0,058	1,645	0,095
MgO	167,699	0,012	1,255	0,016
Mg ₂ [Si ₂ O ₆]	556,934	0,041	0,996	0,041
S	6,889	0,001	0,000	0,000
C	139,109	0,010	1,865	0,019
Otros	1436,203	0,107	0,965	0,103
Total (kg)	13468,095	1,000		1,005

Anexo 15: Capacidad calorífica del polvo.

Mineral	masa (kg)	FM	Cp (kJ/kgK)	Cp (kJ/kgK)
Fe ₂ O ₃ ·H ₂ O	266,247	0,525	0,824	0,433
Al ₂ O ₃ ·3H ₂ O	14,086	0,028	0,945	0,026
(Mg.Fe)(Cr.Al) ₂ O ₄	11,647	0,023	0,140	0,003
Mg ₆ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₈	59,434	0,117	1,919	0,225
MnO ₂	1,213	0,002	0,669	0,002
Fe ₂ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₂ ·H ₂ O	20,777	0,041	0,775	0,032
Al ₄ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₈ ·4H ₂ O	0,341	0,001	1,126	0,001
Fe ₃ O ₄	43,671	0,086	0,956	0,082
SiO ₂ libre	10,244	0,020	1,296	0,026
NiO	7,735	0,015	0,708	0,011
CoO	0,692	0,001	0,964	0,001
Otros	58,492	0,115	1,087	0,125
Petróleo aditivo	12,508	0,025	2,090	0,052
Total (kg)	507,088	1,000		1,019

Anexo 16: Capacidad calorífica de los gases que salen del horno.

Gases	Cp, kJ/m ³ °C	Vg, m ³	FV	Cp, kJ/m ³ °C
N ₂	1,3126	6694,38	0,537	0,7053
O ₂	1,3690	388,27	0,031	0,0427
SO ₂	1,9862	17,61	0,001	0,0028
CO ₂	1,9122	1507,31	0,121	0,2314
CO	1,3273	272,07	0,022	0,0290
H ₂	1,3025	254,13	0,020	0,0266
H ₂ O	1,5486	3324,11	0,267	0,4132
Total		12457,87	1,000	1,4509

Anexo 17: Calor de formación de los compuestos. Perry, R. H y otros. 1997. Samsonov, G. B 1978. Stevens, R. 2003.

Compuestos	ΔH (kJ/mol)
Fe ₂ O ₃ ·3H ₂ O	-559,500
Al ₂ O ₃ ·3H ₂ O	-2563,925
(Mg,Fe)(Cr,Al) ₂ O ₄	
Mg ₆ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₈	-8727,147
MnO ₂	-520,320
Fe ₂ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₂ ·H ₂ O	-5950,500
Al ₄ (Si ₄ O ₁₀)(OH) ₈ ·4H ₂ O	-5030,200
Fe ₃ O ₄	-1118,918
NiO	-244,462
CoO	-238,016
Al ₂ O ₃	-1676,000
Fe ₂ O ₃	-824,642
CO ₂	-393,693
FeO	-270,499
MgO	-601,989
MnO ₂	-385,405
Mg	0,000
H ₂ O (g)	-241,951
H ₂ O (l)	-286,021
α-SiO ₂	-859,300
β-SiO ₂	-780,000
Mg ₂ [SiO ₄]	-2174,663
Mg ₂ [Si ₂ O ₆]	-3092,144
Al ₂ O ₃ ·4SiO ₂ (Amorfo)	-2598,219
Fe ₂ O ₃ ·4SiO ₂ (Amorfo)	-4949,800
CO	-110,520
SO ₂	-296,830

Anexo 18: Temperatura exterior del horno 10.

Hogares		Medición 1		Medición 2		Medición 3		Medición 4		Medición 5		Medición 6		Media
H-0		63		65		68		66		67		69		66
H-4		98		95		94		95		97		99		96
H-10		115		118		117		115		115		114		116
H-15		122		120		121		118		118		119		120
Media de la media														100
Cámaras	Mediciones por la parte norte						Mediciones por la parte sur						Media	
	1	2	3	4	5	6	1	2	3	4	5	6		
H6	150	130	134	133	135	130	132	128	130	130	127	123	132	
H8	126	132	139	130	133	130	131	129	122	132	125	129	130	
H10	119	120	122	128	123	127	120	131	131	130	134	130	126	
H12	133	132	130	128	133	129	123	125	124	130	134	133	130	
H15	129	122	135	129	128	119	135	133	138	135	121	138	130	
Media de la media														130

Anexo 19: Flujo de petróleo en cámaras.

Cámaras	Norte	Sur	l/min	kg/h
H6	0,96	0,96	1,91	110,25
H8	1,00	1,00	2,00	115,20
H10	2,00	2,00	4,00	230,40
H12	2,00	2,00	4,01	230,69
H15	2,00	2,00	4,00	230,40
Total	7,96	7,96	15,92	916,93

Anexo 20: Variables del proceso entre los meses de Enero y Febrero de 2015.

Ni	Co	Fe	SiO2	MgO	H2O	Petróleo Aditivo	Ext, Ni	Ext, Co	Petróleo Cámaras	Petróleo Aditivo	Ke
%	%	%	%	%	%	%	%	%	kg/t	kg/t	CO ₂ /CO
1,273	0,110	41,814	8,889	3,577	1,840	2,455	80,314	62,326	56,402	27,577	1,073
1,207	0,110	41,698	8,690	3,664	2,663	2,246	76,210	58,805	51,716	23,086	1,036
1,174	0,106	41,823	8,661	3,485	1,778	2,240	76,188	58,027	50,615	26,302	1,062
1,220	0,111	42,575	8,626	3,154	2,130	2,319	78,121	60,512	50,913	27,099	1,056
1,222	0,101	41,875	9,644	3,339	1,848	2,392	78,689	57,525	50,587	25,937	1,046
1,293	0,107	43,384	8,677	2,896	1,682	2,384	77,227	56,830	50,002	25,021	1,104
1,220	0,111	42,575	8,626	3,154	2,130	2,319	78,121	60,512	48,780	25,760	1,073
1,344	0,104	41,019	10,597	3,955	1,802	2,501	71,349	54,732	51,180	28,890	1,088
1,270	0,108	40,746	10,273	3,936	1,972	2,504	74,145	55,410	49,168	28,720	1,066
1,258	0,113	41,688	9,539	3,553	1,892	2,487	77,318	59,706	48,690	30,491	1,066
1,229	0,110	41,739	9,572	3,362	1,770	2,424	77,227	59,856	49,420	36,768	1,057
1,197	0,106	42,392	9,390	2,995	1,920	2,238	74,037	53,634	48,347	31,894	1,077
1,163	0,106	42,754	9,128	2,876	1,985	2,551	75,772	58,198	50,319	27,590	1,051
1,119	0,104	42,260	9,306	3,007	1,957	2,495	77,752	53,822	52,081	31,642	1,056
1,182	0,102	41,471	10,465	3,076	1,837	2,581	69,963	48,109	48,240	28,627	1,058
1,271	0,102	43,825	7,211	2,789	1,622	2,072	75,462	54,367	49,252	25,854	1,125
1,269	0,103	44,525	7,542	2,343	1,673	2,301	80,052	63,271	49,693	24,425	1,067
1,242	0,104	44,297	7,904	2,417	1,793	2,447	79,164	60,590	49,171	27,810	1,046
1,228	0,102	44,364	8,171	2,464	1,723	2,581	79,524	61,605	49,707	27,730	1,036
1,190	0,103	44,400	7,544	2,343	1,977	2,606	81,316	65,411	49,723	30,620	1,066
1,253	0,108	43,652	8,814	2,650	1,915	2,705	77,514	61,038	50,911	31,180	1,047
1,258	0,107	43,942	8,701	2,631	1,870	2,604	69,621	52,327	47,215	22,560	1,172
1,227	0,110	44,536	8,167	2,285	1,895	2,610	72,556	55,098	50,150	27,210	1,121
1,247	0,108	43,731	8,807	2,466	1,812	2,675	80,158	63,758	51,111	29,410	1,073
1,289	0,103	42,946	9,569	3,040	1,703	2,697	76,487	56,612	50,167	28,740	1,115
1,255	0,096	43,625	9,058	2,608	1,862	2,666	79,624	59,278	52,200	29,940	1,031
1,307	0,106	43,452	9,012	3,018	1,860	2,577	80,961	64,125	50,083	30,240	1,048
1,272	0,102	43,681	8,769	2,788	1,665	2,469	81,083	59,777	50,212	30,320	1,084

Anexo 20: Variables del proceso medidas entre los meses de Enero y Febrero de 2015. Continuación.

1,232	0,096	42,234	9,541	3,065	1,693	2,222	79,609	59,484	50,060	27,500	1,072
1,198	0,093	40,970	10,438	3,189	1,703	2,507	74,280	48,443	50,546	28,900	1,075
1,233	0,097	40,406	11,207	3,500	2,017	2,800	75,566	54,528	49,690	31,220	1,079
1,217	0,093	40,402	11,641	3,615	1,888	2,820	74,673	54,433	51,097	29,840	1,078
1,210	0,101	42,861	9,679	2,845	1,758	2,701	75,830	56,176	51,600	29,970	1,058
1,239	0,098	41,373	10,930	3,551	1,878	2,813	77,778	58,861	53,126	28,970	1,115
1,251	0,094	41,687	11,012	3,045	2,413	2,755	78,419	57,644	51,890	33,440	1,058
1,283	0,095	41,222	11,202	3,342	2,147	2,157	72,567	53,348	50,631	32,430	1,067
1,254	0,095	41,412	10,776	3,228	2,075	2,506	70,042	47,888	52,220	28,920	1,094
1,196	0,107	43,572	8,590	2,725	2,140	2,665	76,525	56,363	54,267	27,420	1,026
1,195	0,105	43,793	8,284	2,602	1,937	2,513	80,278	61,706	50,280	30,500	1,057
1,156	0,106	43,516	8,437	2,653	1,705	2,416	75,560	54,071	52,696	28,694	1,074
1,201	0,105	41,925	9,969	3,474	2,052	2,420	71,481	52,615	52,827	30,590	1,031
1,238	0,107	41,367	10,427	4,005	1,800	2,517	73,316	53,867	50,419	24,930	1,392
1,172	0,105	42,296	9,446	3,140	1,917	2,621	78,198	58,898	51,304	29,230	1,103
1,104	0,095	43,144	8,595	2,631	1,883	2,596	80,080	57,800	54,700	29,770	1,046
1,136	0,096	44,854	7,364	1,956	1,765	2,609	80,780	57,940	53,490	27,810	1,036
1,201	0,106	43,388	9,195	2,469	1,925	2,511	81,680	63,120	53,530	27,600	1,067
1,213	0,101	42,534	10,009	2,575	2,343	2,700	79,364	60,735	52,367	26,202	0,858
1,238	0,099	42,073	10,205	2,906	2,085	2,673	77,610	56,255	53,052	27,763	1,108
1,237	0,100	42,711	9,487	2,863	2,258	2,521	77,710	56,450	53,880	26,600	1,046
1,180	0,096	44,479	7,627	2,305	1,932	2,325	78,380	59,630	55,040	27,860	1,057
1,215	0,093	41,244	10,082	3,712	1,965	2,641	78,060	56,880	53,840	28,440	1,091
1,200	0,103	42,348	9,433	3,068	2,295	2,578	79,492	59,838	53,554	27,625	1,056

Anexo 21: Metodología de cálculo de la capacidad calorífica media ponderada.

Los pasos para realizar el cálculo de la capacidad calorífica media ponderada de determinado material compuesto por varios tipos de minerales y elementos químicos son los siguientes:

1. Se calcula la capacidad calorífica en kJ/kgK ($\text{kJ/m}^3\text{K}$ para los gases) de cada mineral o elemento que forma parte del material total, de acuerdo a las ecuaciones dadas en el anexo 12. Para esto es necesario dividir entre la masa molar o peso atómico.
2. Se calcula el factor másico de cada mineral o elemento que forma el material total, dividiendo la masa de los primeros entre la masa total. La sumatoria de todos los factores másicos es igual a la unidad. En el caso de los gases se utiliza el concepto de factor volumétrico.
3. Se multiplica el factor másico o volumétrico por la capacidad calorífica de cada elemento respectivamente.
4. Se suman todos los valores obtenidos en el punto anterior.

Anexo 22: Volumen de los gases de combustión incompleta del fuel oil en cámaras.

Gases	CO ₂	CO	H ₂ O	H ₂	SO ₂	N ₂	Total
Masa	532,791	1145,778	350,375	59,823	45,845	4586,852	6721,465
Volumen	271,184	916,295	435,664	664,763	16,046	3667,648	5971,601
1 kg fuel oil	0,296	0,999	0,475	0,725	0,018	4,000	6,513
%V	4,541	15,344	7,296	11,132	0,269	61,418	100,000

Anexo 23: Calor de reacción a 298 K y a la temperatura de reacción. Variación de la capacidad calorífica de la reacción y cantidad de calor para desarrollar la reacción.

Reacciones químicas	ΔH_{298} (kJ/mol)	$\Delta C_p \delta T$ (kJ)	ΔH_T (kJ)	Q (kJ)
1- $Al_2O_3 \cdot 3H_2O = Al_2O_3 + 3H_2O$	162,073	34,280	196,352	573222,843
2- $Al_4(Si_4O_{10})(OH)_8 \cdot 4H_2O = 2Al_2O_3 \cdot 4SiO_2 + 8H_2O$	496,375	15,084	511,459	9591,617
3- $2FeOOH = Fe_2O_3 + H_2O$	52,407	21,372	73,780	3574217,419
4- $Fe_2(Si_4O_{10})(OH)_2 \cdot 2H_2O = Fe_2O_3 \cdot 4SiO_2 + 2H_2O$	516,798	-9,698	507,101	781259,419
5- $Fe_2O_3 \cdot 4SiO_2 = Fe_2O_3 + 4SiO_2$	1005,158	144,312	1149,470	1770919,104
6- $Mg_6(Si_4O_{10})(OH)_8 = 2Mg_2(SiO_4) + Mg_2(Si_2O_6) + 4H_2O$	317,874	-140,421	177,453	615297,257
7- $Mg_2(Si_2O_6) = 2MgO + 2SiO_2$	328,167	2,712	330,879	229456,511
8- $Mg_2(SiO_4) = 2MgO + SiO_2$	190,686	-36,275	154,410	214159,941
9- $2NiO + CO + H_2 = 2Ni + CO_2 + H_2O$	-36,199	-30,845	-67,045	-92045,278
10- $2CoO + CO + H_2 = 2Co + CO_2 + H_2O$	-49,092	-37,193	-86,285	-7726,412
11- $6Fe_2O_3 + CO + H_2 = 4Fe_3O_4 + CO_2 + H_2O$	-52,943	29,459	-23,484	-192626,956
12- $2Fe_3O_4 + CO + H_2 = 6FeO + CO_2 + H_2O$	89,716	-51,338	38,377	447961,166
13- $2FeO + CO + H_2 = 2Fe + CO_2 + H_2O$	15,875	-9,462	6,412	17963,093
14- $2CO + O_2 = 2CO_2$	-566,347	8,425	-557,922	-8882631,103
15- $2H_2 + O_2 = 2H_2O$	-483,902	-12,403	-496,305	-3375564,365

Anexo 24: Perfil de temperaturas en los hogares del horno Herreshoff promedio medidos entre enero y febrero de 2015.

Hogares	Temperatura del gas, oC
H0	390
H2	550
H4	720
H6	710
H7	650
H9	690
H11	720
H13	740
H14	760
H15	780