



MINISTERIO DE EDUCACION SUPERIOR

INSTITUTO SUPERIOR MINERO METALURGICO DE MOA

“Dr. Antonio Núñez Jiménez”

FACULTAD DE METALURGIA – ELECTROMECHANICA

DEPARTAMENTO DE METALURGIA - QUIMICA

TRABAJO DE DIPLOMA

TESIS EN OPCION AL TITULO DE INGENIERO EN METALURGIA Y MATERIALES

**BALANCES DE MASA Y DE ENERGÍA DEL HORNO DE CALCINACIÓN
DE LA EMPRESA COMANDANTE ERNESTO CHE GUEVARA**

AUTOR: BOUBACAR YARNANGORÉ

**MOA, 2014
“AÑO 56 DE LA REVOLUCIÓN”**



Instituto Superior Minero Metalúrgico 'Dr. Antonio Núñez Jiménez'



MINISTERIO DE EDUCACION SUPERIOR
INSTITUTO SUPERIOR MINERO METALURGICO DE MOA
"Dr. Antonio Núñez Jiménez"
FACULTAD DE METALURGÍA – ELECTROMECAÁNICA
DEPARTAMIENTO DE METALURGÍA - QUÍMICA

TRABAJO DE DIPLOMA

TESIS EN OPCION AL TITULO DE INGENIERO EN METALURGIA Y MATERIALES

BALANCES DE MASA Y DE ENERGÍA DEL HORNO DE CALCINACIÓN DE LA EMPRESA COMANDANTE ERNESTO CHE GUEVARA

Autor: Boubacar Yarnangoré

Tutores: Dr. C Antonio Chang Carbona
Ing. Sandy Fabré Fonseca

MOA, 2014
"AÑO 56 DE LA REVOLUCIÓN"



Declaración de Autoridad:

Yo: Boubacar Yarnangoré

Autor de este trabajo de diploma, certifico su propiedad intelectual a favor del Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa “Dr. Antonio Nuñez Jiménez”, el cual podrá hacer uso del mismo con la finalidad que estime conveniente.

Boubacar Yarnangoré

Dr.C Antonio Chang Cardona

Ing. Sandy Fabré Fonseca



Pensamiento

“La matemática es el arma con que cuenta el hombre para desentrañar los secretos de la naturaleza”.

Albert Einstein.



Dedicatoria

A Dios ‘Allah’

A mis padres.

A mi familia



Agradecimientos

*Cuando quieres realmente una cosa, todo el **Universo** conspira para ayudarte a conseguirla. Son muchas están personas que forman parte de ese universo que hizo posible la transformación de este sueño en realidad. En especial quiero agradecer:*

*A **Allah** (el todo poderoso Dios) por haberme permitido vivir hasta este día, haberme acompañado y guiado a lo largo de mi carrera, por ser mi fortaleza en los momentos de debilidad y por brindarme una vida llena de aprendizajes experiencias y sobre todo felicidad.*

A mis padres por apoyarme a todo momento, por los valores que me han inculcado, y por haberme dado la oportunidad de tener una excelente educación en el transcurso de mi vida, sobre todo por ser un excelente ejemplo de vida a seguir.

A mis hermanos por ser importante de mi vida y representar la unidad familiar, gracias de apoyarme en aquellos momentos que he necesitado a ustedes. Muchas gracias.

A mis tutores, Dr. C Antonio Chang Carbona y su esposa ‘Anita’, y Ing. Sandy Fabré Fonseca por haber brindado una atención especial, su dedicación de tiempo, sus exigencias y señalamientos para la confección del tema y la obtención de resultados de este trabajo.

Un agradecimiento especial a Milagro Revé y su familia, por ser una parte muy importante de mi vida, por haberme apoyado en las buenos y malos momentos, sobre todo su paciencia y por aguantarme, haber hecho de mi última etapa universitaria un trayecto de vivencias que nunca olvidaré.



A compañeros de la residencia, aula por todos los momentos que pasamos juntos. Por las tareas y proyectos que juntos realizamos y por todas las veces que a mí me explicaron, aquellos momentos que he necesitado a ustedes gracias.

A todos los profesores del Departamento de Metalurgia y Química que contribuyeron en mi preparación en especial, muchas gracias

A mis compatriotas, especialmente a Diakridia Sangaré, Aminata Doumbia, Fatoumata Diaby, Mody Mohamed Doucouré, Chéick Mohamed Mansour Tangara, Omar Maiga, etc..., muchas gracias

A mis amigos, Abdul Rahim Fatawu, Samuel Kwabena Alamisi, Fisonga, Eddy Uboho, Mohamed Yeslem, Abdallah, Koffi etc...

Gracias a todos.



RESUMEN

La presente investigación titulada: Balances de masa y de energía del proceso de calcinación del Carbonato Básico de Níquel en el Horno Tubular Rotatorio de la Empresa Comandante Ernesto Che Guevara de Moa, se realizó con el objetivo de crear una herramienta computacional para realizar los balances de masa y energía del proceso de calcinación que permita evaluar el índice de consumo del fuel oil y las pérdidas de calor ante diferentes condiciones operacionales, para facilitar la toma de decisiones y proponer alternativas técnicas que contribuyan a disminuir el índice de consumo de fuel oil del horno. Se estableció los modelos matemáticos del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel en el horno tubular rotatorio de la planta de calcinación. Se fundamentó el lenguaje de programación mediante diagramas de bloque para la creación del software para los cálculos de los balances metalúrgicos.

Se estableció la validación de los resultados de las velocidades medias de los gases salientes en cada zona de trabajo y la temperatura máxima del producto calcinado y se plantearon algunas propuestas técnicas para disminuir las pérdidas de calor y el índice de consumo de Fuel Oil.

Palabras claves: Balance de masa y energía, proceso de calcinación, pérdidas de calor, modelos matemáticos, índice de consumo de fuel oil.



ABSTRACT

The present titled investigation: Balances of mass and energy of the process of calcination of the Basic Carbonate of Nickel in the Rotational Tubular Oven of the Company Major Ernesto Che Guevara of Moa, was carried out with the objective of creating a computational tool to carry out the balances of mass and energy of the process of calcination that it allows to evaluate the index of consumption of the fuel oil and the heat losses before different operational conditions, to facilitate the taking of decisions and to propose technical alternatives that contribute to diminish the index of fuel oil consumption of the oven. We settled down the mathematical models of the process of calcination of the basic carbonate of nickel in the rotational tubular oven of the plant of calcination. The programming language was based by means of block diagrams for the creation of the software for the calculations of the balances metallurgists.

The validation of the results of the speeds stockings of the salient gases settled down in each working area and the maximum temperature of the roasted product and they thought about some technical proposals to diminish the heat losses and the consumption index of fuel oil.

Key Word: Balance of mass and energy, process of calcination, heat losses, software, mathematical models, and consumption index of fuel oil.



ÍNDICE

Introducción	1
Capítulo 1. Fundamentos Teóricos de la Investigación	5
1.1 Descripción general del esquema tecnológico de la Planta de Calcinación y Sínter	5
1.2 Aplicación de la Teoría Integral de los Hornos	8
▪ 1.2.1 Proceso tecnológico	8
▪ 1.2.2 Proceso energético	12
▪ 1.2.3 Proceso de transferencia de calor	14
▪ 1.2.4 Proceso mecánico	16
▪ 1.2.5 Proceso aerodinámico	17
1.3 Antecedentes del trabajo	19
Conclusiones parciales	20
Capítulo 2. Materiales y Metodos	22
2.1 Metodología de solución del problema	22
▪ 2.1.1 Métodos empleados para realizar el balance de masa	23
▪ 2.1.2 Métodos empleados para realizar el balance de energía	23
2.2 Método de programación para la creación del software	25
▪ 2.2.1 Diagramas de bloques	25
▪ 2.2.2 Diagrama de bloque de los balances metalúrgicos del proceso de calcinación para la programación y la creación de un nuevo Software.	26
2.3 Procesamiento de datos	28
2.4 Diseño del experimento	28
▪ 2.4.1 Gestión de los datos obtenidos del experimento	29
▪ 2.4.2 Características generales del combustible (fuel oil)	32
▪ 2.4.3 Equipos empleados en la experimentación	32
Conclusiones parciales	34
Capítulo 3. Análisis de los principales resultados y discusiones	35
3.1 Balance de masa del proceso de calcinación del Carbonato Básico de Níquel	35
▪ 3.3.1 Composición racional del CBN SECO sin considerar las n moléculas de agua	35
▪ 3.3.2 Composición racional del CBN HÚMEDO sin considerar las n moléculas de agua	40



▪ 3.3.3 Composición racional del óxido de níquel en polvo (Polvillo)	40
▪ 3.3.4 Composición racional del polvo.....	41
▪ 3.3.5 Composición de los productos calcinados	41
▪ 3.3.6 Cálculo de la masa de n moléculas de agua	42
▪ 3.3.7 Composición racional de los gases tecnológicos.....	43
▪ 3.3.8 Composición racional de la combustión del Fuel Oil	45
▪ 3.3.9 Composición racional de los aires entrantes al horno	49
▪ 3.3.10 Composición racional de los gases salientes	54
▪ 3.3.11 Tabla preliminar del balance de masa del proceso de calcinación.....	56
3.2 Balance de energía del Horno de Calcinación considerando las mediciones experimentales	57
▪ 3.2.1 Acápites de entrada	57
▪ 3.2.2 Acápites de salida	59
▪ 3.2.3 Principales resultados del balance de energía	68
3.3 Diagnósticos integrales de la investigación.....	70
▪ 3.3.1 Diagnóstico energético	70
▪ 3.3.2 Diagnóstico del proceso tecnológico	80
3.4 Programa automatizado del balance metalúrgico	86
▪ 3.4.1 Software del balance de masa del proceso calcinación.....	87
▪ 3.4.2 Software del balance energético del proceso de calcinación	88
3.5 Valoración ecológica	90
3.6 Valoración económica	90
Conclusiones parciales	91
Conclusiones generales	93
Recomendaciones	94
Bibliografía	95
ANEXOS	98



INTRODUCCIÓN

La empresa Comandante Ernesto Che Guevara de la Serna se localiza en el municipio Moa, provincia Holguín. En esta región se ubica una de las mayores reservas minerales de níquel del mundo, aspecto que ha funcionado como inductor de un gran desarrollo socioeconómico local y regional.

La tecnología que se lleva a cabo en las instalaciones industriales de dicha empresa es la de lixiviación carbonato amoniacal, según la cual el mineral oxidado de níquel es reducido selectivamente. Esta tecnología comienza con la extracción del mineral en las minas a cielo abierto de los yacimientos de níquel de Punta Gorda, incorporándose al flujo tecnológico, por la Planta de Secaderos y Molinos, a partir de este momento el material circula por las diferentes plantas de proceso entre las que se encuentran: la Planta de Hornos de Reducción, la Planta de Lixiviación y Lavado y la Planta de Calcinación y Sínter, donde culmina la tecnología CARON con la obtención del sínter de níquel más cobalto.

En la Planta de Calcinación y Sínter, ocurre el proceso de calcinación del carbonato básico de níquel en el horno tubular rotatorio, el cual constituye el objeto de estudio de la presente investigación.

Las nuevas tendencias relacionadas con el incremento de los niveles productivos y el vertiginoso desarrollo de la Unión del Níquel y el MINBAS, demandan que cada día se perfeccionen los procesos tecnológicos y se eleve la eficiencia metalúrgica de los mismos. El horno de tambor rotatorio instalado en la referida planta, juega un papel esencial dentro del proceso, pues en el mismo se produce la descomposición del carbonato básico de níquel en óxido de níquel más cobalto, y algunas impurezas y productos gaseosos.

Los hornos rotatorios tienen una larga historia de uso en la industria Química y Metalúrgica, acerca de los mismos se han acometido numerosos estudios desde el punto de vista tecnológico en varios países, sin embargo, respecto a la automatización integral del horno son pocos los intentos realizados. Una de las dificultades que presentan actualmente los hornos rotatorios de calcinación del carbonato básico de níquel, está relacionada con la eficiencia termo-energética, la cual alcanza muy bajos valores, dados por el insuficiente conocimiento teórico de los mismos, siendo este precisamente el problema a partir del cual se desarrolla la presente investigación.

Un correcto análisis de esta problemática exige una evaluación integral del horno, dada la gran complejidad del proceso desde el punto de vista tecnológico y cibernético, de esta



manera se requiere encontrar soluciones que permitan mejorar los índices de eficiencia del objeto mediante un enfoque sistémico del mismo.

En estos momentos están creadas las bases para abordar este problema con el mínimo posible de gastos adicionales, esta afirmación está basada en el alto nivel de automatización informática alcanzado por la planta, donde se sustituyeron todas las instrumentaciones obsoletas por medios técnicos modernos más precisos, la instalación de autómatas programables para el control del proceso y la existencia de microcomputadoras de última generación con parámetros técnicos adecuados para el desarrollo de la investigación, lo cual permite el acceso rápido y eficiente a un gran volumen de información sobre el proceso y su posterior procesamiento confiable.

CATEGORÍAS CIENTÍFICO-METODOLÓGICAS DE LA INVESTIGACIÓN

Problema Científico

El insuficiente conocimiento sobre los balances de masa y energía, así como, la no existencia de un software como herramienta para evaluar la interacción mutua de dichos balances, que incluyan las pérdidas de calor a través del revestimiento del horno y el índice de consumo de fuel - oil del Proceso de Calcinación en la planta para diferentes condiciones operacionales.

Objeto de estudio

El Proceso de Calcinación del Carbonato básico de níquel (CBN) en el horno de tambor rotatorio (HTR).

Campo de acción

Los balances de masa y energía de la calcinación del CBN en el horno de tambor rotatorio.

Objetivo general

Crear una herramienta computacional para realizar los balances de masa y energía del proceso de calcinación que permita evaluar el índice de consumo del fuel oil y las pérdidas de calor ante diferentes condiciones operacionales, para facilitar la toma de decisiones y proponer alternativas técnicas que contribuyan a disminuir el índice de consumo de fuel - oil del horno.

Hipótesis de trabajo

Si se elabora una metodología de cálculo para realizar los balances de masa y energía que se valide mediante mediciones experimentales en el horno industrial, entonces, se podrá confeccionar un software que sirva de herramienta a los tecnólogos para evaluar el índice



de consumo del fuel-oil y las pérdidas de calor ante diferentes condiciones operacionales del HTR que le permita tomar decisiones rápidas y proponer alternativas técnicas efectivas que contribuyan a disminuir el índice de consumo de fuel- oil en la Planta de Calcinación de la Empresa Ernesto Che Guevara (ECG).

Objetivos Específicos

- a) Establecer una metodología para realizar los balances de masa y energía del proceso de Calcinación del CBN en el HTR, mediante la validación experimental en el horno industrial que permita obtener el índice de consumo de fuel Oil para los planes de producción de la Planta y Empresa.
- b) Demostrar la efectividad de la metodología de cálculo, basada en las mediciones experimentales, para evaluar la magnitud de las pérdidas de energía a través del revestimiento en cada zona del HTR que permita proponer alternativas técnicas para disminuir dichas pérdidas por este concepto.
- c) Obtener y evaluar los modelos matemáticos del consumo de fue oil y de las pérdidas de calor del Horno para la creación de un software para evaluar los dichos parámetros ante diferentes condiciones operacionales del HTR que le permita a los tecnólogos tomar decisiones rápidas y proponer alternativas técnicas efectivas que contribuyan a disminuir el índice de consumo de fuel- oil en la Planta de Calcinación de la Empresa Ernesto Che Guevara (ECG).

Tareas a realizar

- 1. Revisión bibliográfica de trabajos investigativos relacionados con la tecnología de Calcinación en el horno de tambor rotatorio, y en especial, sobre los balances de masa y energía.
- 2. Elaborar la metodología experimental para realizar las mediciones de las temperaturas del sistema y recopilar la información operacional durante el tiempo de las pruebas en el horno industrial.
- 3. Confeccionar la metodología de los balances de masa y energía para desarrollar los cálculos con las bases de datos obtenidas en las pruebas industriales.
- 4. Realizar los diagnósticos: tecnológico, energético, ambiental y técnico-económico para tomar decisiones integrales.
- 5. Elaborar los modelos matemáticos para determinar el índice de consumo de fuel-oil y las pérdidas de energía a través del revestimiento para diferentes



condiciones operacionales, sobre la base de la validación práctica de las metodologías anteriores.

6. Crear un software basado en los modelos matemáticos anteriores y el algoritmo de programación que sirva de herramienta a los tecnólogos para tomar decisiones rápidas y efectivas que contribuyan a disminuir el índice de consumo de fuel- oil en el HTR para la Calcinación del CBN.

CAPÍTULO 1. FUNDAMENTOS TEÓRICOS DE LA INVESTIGACIÓN

La teoría integral de los hornos (TIH) es la herramienta metodológica principal para asimilar y perfeccionar los procesos y equipos piro-metalúrgicos (Diomidovski, 1970). El análisis de los 5 procesos que ocurren en el HTR permitirá revelar las principales insuficiencias que impiden una correcta realización de los balances de masa y energía de la calcinación del CBN.

El presente capítulo se establece los fundamentos teóricos del proceso de calcinación de carbonato básico de níquel como base para realizar la caracterización del proceso tecnológico de los Hornos de Tambor Rotatorio para la calcinación de carbonato básico de níquel en la empresa “Comandante Ernesto Che Guevara” de Moa.

1.1 Descripción general del esquema tecnológico de la Planta de Calcinación y Sínter

Esta Planta está compuesta por tres áreas fundamentales: filtración, calcinación y sinterización (Ver **figura 0.1.-** para el anexo A1 - 1). El área de filtración comienza una vez obtenido el carbonato básico de níquel (CBN), mediante la destilación del licor producto en los alambiques, los cuales descargan el CBN a los sedimentadores a una temperatura de 107 °C con una concentración de 0,3-0,7 g/L con un 98 % de líquido, evaporándose parte de este a través del tanque flash.

Los sedimentadores poseen 25 m de diámetro y una profundidad nominal en el centro de 36 m, en estos ocurre la separación de la fase sólida de la pulpa, como resultado del precipitado de las partículas sólidas por la acción de la fuerza de gravedad, obteniéndose un sedimento compacto con una alta densidad y un líquido que rebosa, es decir, un licor cuya concentración es de 0,1 g/L que sale por la canal de reboso del sedimentador hacia un tanque de reboso cuya capacidad es de 75 m³, para luego ser bombeado hacia el sedimentador 01. La pulpa de CBN descargada por el cono del sedimentador 01 es bombeada hacia los filtros rotatorios de discos de vacío, en los cuales el carbonato se adhiere a la superficie del disco por la acción del vacío que se realiza con la bomba, siendo desprendido de la superficie de la hoja del filtro con ayuda de una cuchilla de goma.

El líquido filtrado, conjuntamente con el vapor va al condensador barométrico y de aquí pasa por gravedad al tanque de desecho, al igual que el líquido o agua atrapada en las trampas de filtrados.

El CBN cae libremente al transportador de banda tipo 5040-60, entre los bolsillos del filtro, el cual es llevado a los transportadores de banda mediante embudos invertidos recubiertos

por teflón. En los transportadores de banda se sitúan pesas para el control y el registro del peso del CBN, el cual continúa su recorrido, alimentando los hornos de calcinación a través del sinfín de carga.

Los tres hornos rotatorios de calcinación tienen un diámetro interior entre $2,65 \div 2,75$ m y una longitud de 50,5 m con una productividad estimada de 2,25 t/h de óxido de níquel. De los tres hornos siempre permanece uno de reserva.

Un esquema general de los materiales que entran y salen del horno HTR se muestra en el anexo (A1-2).

El polvo de óxido de níquel que es arrastrado por los gases se recupera, una parte en la batería de ciclones, y la otra parte continúa con el recorrido de los gases para ser recolectada en los electrofiltros. El polvo recuperado, tanto en la batería de ciclones, como en los electrofiltros es alimentado a los hornos de calcinación y los gases de la combustión del fuel-oil, junto con los tecnológicos son expulsados a la atmósfera a través de la chimenea.

El óxido de níquel antes de salir del horno es previamente enfriado en un intercambiador de calor de doble pared, el cual cuenta con duchas exteriores que utiliza agua a temperatura ambiente y una piscina donde se encuentra sumergida parte de la superficie del intercambiador, existiendo contacto indirecto entre el óxido de níquel calcinado y el agua.

El óxido de níquel es descargado, después de enfriado, a los transportadores vibrátiles, los cuales alimentan el producto a los molinos de martillo siendo triturado hasta una granulometría de 3 mm. Los requisitos de calidad por su composición química es la siguiente: $[\text{Ni}] \geq 76 \%$; $[\text{Co}] \leq 1,3 \%$; $[\text{Fe}] \leq 0,7 \%$; $[\text{S}] \leq 0,03 \%$.

Este óxido es alimentado al elevador de cadenas de altura 23,35 m, el cual suministra a los transportadores vibrátiles acanalados, y éstos a la tolva de óxido de níquel de la sección de sinter con el objetivo de emplearlo en la mezcla que se suministra a la máquina de sinterización.

El carbón antracita después de ser triturado y lavado en el área del puerto de Moa, se envía a la sección de sinter de la planta, con la granulometría requerida en contenedores de 5 toneladas. El polvo que se recolecta en el área de sinter es enviado a la tolva de polvillo de la sección de la preparación de mezcla, el fino de retorno es el sinter con granulometría menor de 6,00 mm.



El sínter se produce a partir de una mezcla dosificada que se realiza con el óxido de níquel, carbón antracita, fino de retorno y polvillo, esta dosificación la establece el tecnólogo de la planta. La mezcla una vez dosificada por los alimentadores y la pesa de acción continua a través del transportador vibrátil, es alimentada al elevador de cangilones con cadena de marcha lenta. Este elevador es el encargado de alimentar la mezcla al tambor mezclador, donde ocurre la humectación y la homogeneización de la mezcla, siendo esta alimentada a la máquina de sínter.

La torta de sínter, después de ser sinterizada y enfriada en la misma máquina, es descargada a la trituradora de un solo rodillo. Después del primer estadio de trituración el sínter cae a un alimentador oscilatorio (AL-314), que descarga el producto triturado a los transportadores vibrátiles encargados de transportar el sínter hacia los elevadores de cubos los cuales lo alimentan a las zarandas de inercia, para su clasificación, obteniéndose el sínter de níquel con la siguiente granulometría:

- ✓ Producto Final: 20-40 mm.
- ✓ Relleno: 6-20 mm.
- ✓ Fino de Retorno: 0-6 mm.

El sínter que tiene una granulometría de 0-6 mm se envía a la tolva de fino para ser reintegrado al proceso a través de la mezcla; el de granulometría de 6 - 20 mm se envía para la tolva de relleno con el fin de formar una cama protectora de las parrillas de la máquina y el producto final de 20 - 40 mm es transportado hacia la tolva de producto final donde se envasa en bolsas de nylon de 1.5 toneladas con una exactitud de 0,10 % y se almacena en la planta desde donde se envía para los almacenes ubicados en el puerto de Moa.

La Planta de calcinación y sínter posee una Planta auxiliar de carbón antracita en la que se prepara el carbón que se utiliza en la mezcla a sinterizar, cuya sección de envase se tiene en cuenta como un elemento auxiliar de la planta. Se muestra en el anexo (A1 - 3) los parámetros que controlan durante la producción.

De esta forma quedó descrito el flujo tecnológico de la Planta de Calcinación y Sinter de la empresa objeto de estudio, lo que permitió determinar las peculiaridades del proceso que nos ocupa en la presente investigación.

Un correcto análisis de esta problemática exige una evaluación integral del horno, dada la gran complejidad del proceso desde el punto de vista tecnológico, energético y cibernético.



De esta manera, se requiere encontrar soluciones que permitan mejorar los índices de EFE del objeto mediante un enfoque sistémico del mismo.

En estos momentos están creadas las bases para abordar este problema con el mínimo posible de gastos adicionales, esta afirmación está basada en el alto nivel de automatización informática alcanzado por la planta, donde se sustituyeron todas las instrumentaciones obsoletas por medios técnicos modernos más precisos, la instalación de autómatas programables para el control del proceso y la existencia de microcomputadoras de última generación con parámetros técnicos adecuados para el desarrollo de la investigación, lo cual permite el acceso rápido y eficiente a un gran volumen de información sobre el proceso y su posterior procesamiento confiable.

1.2 Aplicación de la Teoría Integral de los Hornos

1.2.1 Proceso tecnológico

La influencia de los diferentes parámetros sobre la productividad (A) del horno en toneladas métricas de producto por día (t/d) se expresa por la ecuación:

$$A = M_{CBN} \cdot \varphi \cdot \omega_{max} \cdot \tau \quad (1.1)$$

$$[A] = t_{mp} \cdot \frac{t_p}{t_{mp} \cdot h} \cdot \frac{h}{d} = \left[\frac{t_p}{d} \right]$$

Para cada zona tecnológica dichos parámetros se particularizan de la forma siguiente: La M_{CBN} :

En la zona de secado-cadenas

M_{CBN} – es la masa de CBN húmedo a transformar, en kg o t de materia prima (t_{mp}), contabilizado para el tiempo del balance de materiales del proceso. Como el balance de materiales en el presente trabajo se realizará para 1 hora, la cual formará parte de la unidad de ω_{max} , como se observa en la ecuación (1.1). En la práctica, los instrumentos de medición ofrecen los resultados en t/h. Para determinar con mayor precisión el valor promedio de este flujo másico respecto a un turno de trabajo de 12 h, se toma en el contador (acumulador) de cantidad el “tonelaje” final de CBN con el que se terminó el turno y se le resta a su homólogo de entrada, esta diferencia se divide por las 12 h.

Al término de la zona de cadenas la M_{CBN} ha perdido toda la humedad externa y se contabiliza como tonelada de CBN seco, que es la entrante a la zona de calcinación en ese

mismo tiempo de balance. Se muestra en el anexo (A1-1) el esquema de la caracterización del sistema material en la zona de secado – cadenas.

Al finalizar la zona de calcinación y la de enfriamiento se obtiene la masa o “tonelaje” de óxido de níquel producto (t_p), como resultado del conjunto de transformaciones físico-químicas que ocurren en esta zona, a partir de las cuales se obtiene, además, los gases tecnológicos. A la diferencia de masa entre el CBN seco y los gases tecnológicos, hay que restarle la masa de polvo que es arrastrada por los gases de combustión en esta zona. En la práctica, este producto no se pesa, y por eso se contabiliza por el balance de materiales para el tiempo de 1 hora, el que se expondrán en el capítulo 3. La caracterización del sistema material de la zona se presenta en el anexo (A1 – 4).

La ω_{max} - velocidad del conjunto de transformaciones físico-químicas,

En la zona de secado-cadenas

En esta zona se evapora el H_2O_{Libre} del CBN húmedo:

$$H_2O_{(L)} = H_2O_{(g)} \quad [1.1]$$

El rango de variación de temperatura de los gases se encuentra entre (770 y 400)°C. El Proceso de secado térmico del CBN húmedo se caracteriza por el balance de masa del H_2O que se desprende por toda la longitud (L_{Ze}) de la zona de evaporación:

$$\Delta W \cdot F_g \cdot L_{Ze} = A_{ZS} \cdot (W_{inic} - W_{final}) \quad (1.2)$$

ΔW - tensión admisible de vapor en el espacio de trabajo del horno, $kg/(m^3 \cdot s)$. Se toma en un intervalo de $4,16 \cdot 10^{-3} < \Delta W < 41,67 \cdot 10^{-3} \text{ kg}/(m^3 \cdot s)$; o en otras unidades, ésta se encuentra en los límites de: $[50 - 150 \text{ kg}/(m^3 \cdot h) \text{ ó } 0,05 - 0,15 \text{ t}/(m^3 \cdot h)]$.

$(W_{inic} - W_{final})$ - contenido de humedad inicial y final en el CBN, en fracciones de unidades. El contenido de la humedad libre en el CBN húmedo es W_{inic} , se supone que al final de la zona de cadenas $W_{final} = 0$.

F_g – área de sección transversal gaseosa del horno, m^2 .

$$F_g = \frac{\pi \cdot D^2}{4} = 0,785 \cdot D^2 \quad (1.2a)$$

A_{ZS} - el flujo másico de CBN húmedo, t/h.

Al sustituir la ecuación (1.2a) en la (1.2) y despejando la longitud, se obtiene:

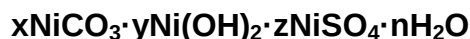
$$L_{Ze} = \frac{A_{Ze} \cdot (W_{inic} - W_{final})}{0,785 \cdot D^2 \cdot \Delta W} \quad (1.2b)$$

Es importante que la temperatura máxima no supere los 800 °C para que no se sature la fase gaseosa de vapor de agua, lo que provocaría un desplazamiento de L_{Ze} debido a la disminución de la fuerza motriz del proceso de transferencia de masa ($W_S - W_G$), lo que puede ser una de las causas de que el producto final de NiO salga fuera de especificaciones.

En la zona de calcinación

En esta zona tiene lugar la combustión del fuel-oil por lo que la temperatura máxima de los gases puede alcanzar valores entre (1250 y 1450) °C en el tramo más cercano a la llama, mientras que a medida que se acerca al extremo de la zona de cadenas la temperatura de los gases disminuye hasta (800-750) °C.

El Proceso tecnológico en esta zona es la disociación térmica del CBN seco industrial. La calidad del mismo varía en correspondencia con la composición del licor producto de lixiviación por NH_3 , CO_2 , Ni, S, Co, Fe y otros iones presentes; además, de las condiciones de velocidad de cristalización del CBN durante la destilación. Por consiguiente, varían, tanto la composición de fase del CBN, como su granulometría, densidad y morfología. Esto aconseja representar el CBN seco en su forma contaminada con azufre por la fase variable siguiente:



Según Romero, (1991), la disociación térmica del CBN seco sin impurezas de azufre, se puede representar por las etapas siguientes:

Etapas I: Eliminación del agua estructural: $nH_2O_{(g)}$

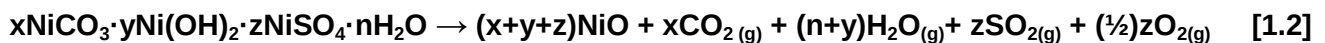
Etapa II: Disociación del hidróxido de níquel: $y\text{Ni}(\text{OH})_2 \rightarrow y\text{NiO} + y\text{H}_2\text{O}_{(g)}$

Etapa III: Disociación del carbonato de níquel: $x\text{NiCO}_3 \rightarrow x\text{NiO} + x\text{CO}_{2(g)}$

Para el CBN industrial hay que considerar, adicionalmente, la descomposición térmica del sulfato de Ni:

Etapa IV: Disociación del sulfato de níquel: $z\text{NiSO}_4 \rightarrow z\text{NiO} + z\text{SO}_{2(g)} + (\frac{1}{2})z\text{O}_{2(g)}$

Por tanto, la reacción general de su disociación quedará:



La mencionada variabilidad de las propiedades físicas y químicas del CBN indican la necesidad de caracterizar con rigor las muestras de CBN que se toman a la entrada del horno y en el sedimentador para diferenciar los "patrones" de operación respecto a cada tipo de CBN que permita garantizar una calidad estable del NiO producto, lo cual hasta ahora no ha sido posible, constituyendo una de las razones de que el producto salga fuera de especificaciones con una frecuencia perceptible.

Uno de los problemas que existen en la metodología actual del balance de masa del CBN seco es la determinación de la masa de las $n\text{H}_2\text{O}$, así como la masa de Otros elementos no analizados químicamente que se corresponda con la composición racional del producto NiO con una calidad determinada. Esto constituye una de las tareas técnicas a resolver en en la Tesis.

Para las impurezas principales de Fe y Co, se asume que las reacciones son las siguientes:



El grado de disociación de las reacciones deben ser el 100 % para garantizar la calidad del producto NiO, tanto en composición química, como en densidad, por lo que se toman muestras de este con una pala a la salida del horno HTR.

ϕ : el coeficiente de agitación y contacto del HTR, no es bueno, ya que a excepción de las cadenas, no existe otro elemento interno que propicie una mayor frecuencia de contacto entre cada partícula de CBN seco y los gases calientes.

La τ – es la jornada de trabajo del horno HTR, en (h/d), condicionado por las unidades, antes establecidas, ya que el régimen de trabajo es continuo.

1.2.2 Proceso energético

En correspondencia con la ley de conservación y transformación de la energía, se puede escribir la ecuación principal de este proceso de la manera siguiente:

$$E \cdot X = \frac{A}{\tau} (q_m + \sum Q_{perd}) \quad (1.3)$$

Donde:

Para una hora de balance:

$E \cdot X = Q_{sumin.}$, en (kJ/h) – constituye la fuente principal de suministro de energía al horno para garantizar el perfil de temperatura de los gases y el material, mediante la combustión del combustible líquido (fuel-oil). Para este tipo de combustible, $E = PCI$, (kJ/kg) y X es el flujo másico de fuel oil, suministrado al quemador, (kg/h). El Poder Calórico Inferior (PCI), se determina en el Laboratorio de la empresa por una bomba calorimétrica y X se determina por el flujómetro, instalado en el nudo de combustión, en caso que se mida en (m^3/h), se emplea la densidad que ofrece el laboratorio a la temperatura de calentamiento de éste, en (kg/m^3).

En el nudo de combustión, se controla el flujo y presión del: fuel-oil, aire primario y secundario, así como la temperatura del fuel-oil y la presión del vapor de H_2O para pulverizar el fuel oil en la boquilla. El flujo de este vapor no se conoce y habrá que determinarlo por los balances de masa y energía, lo que constituye una de las tareas técnicas del presente trabajo.

Hay que señalar que tanto el vapor como el fuel oil entran calientes al sistema y aportan un calor físico complementario.

$\frac{A}{\tau} \cdot q_m$ – es la necesidad energética del CBN húmedo para transformarse en producto NiO con la calidad requerida por el mercado, en (kJ/h) y q_m , en (kJ/t). Se le denomina calor útil

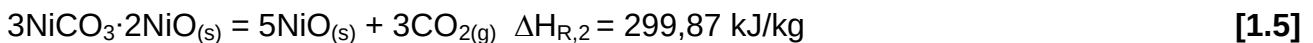
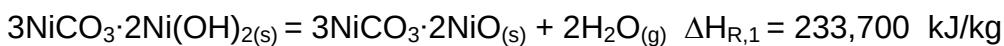
($Q_{\text{útil}}$) consumido en este Proceso, el cual determina la eficiencia energética del horno (EFE).

$$\text{EFE} = \frac{\left(\frac{A}{\tau} \cdot q_m\right)}{E \cdot X} \cdot 100, \text{ en } (\%) \quad (1.6a)$$

Para la Calcinación del CBN, el sentido energético de cada acápite del $Q_{\text{útil}}$ puede ser enumerado ordenadamente como el consumo de energía para:

- calentar el H_2O libre y su evaporación a $P = 1$ at;
- calentar la masa del CBN seca desde la temperatura que entró al horno hasta la temperatura de disociación para transformarlo en NiO producto;
- sobrecalentar los gases tecnológicos -resultado de la disociación térmica- y el polvo arrastrado desde la zona de calcinación hasta la salida del horno;
- disociar toda la masa de CBN seco hasta NiO producto.

En este último acápite se empleó los resultados de la tesis de doctorado en ciencias químicas de Romero, M (1991) para el CBN sin impurezas de azufre, de acuerdo al mecanismo siguiente:



$$\Delta H_T = \Delta H_{R,1} + \Delta H_{R,2} = 533,57 \text{ kJ/kg}$$

Para el caso del sulfato de Ni, se tomarán los datos termodinámicos existentes en la bibliografía para completar la energía específica que aproximadamente requiere el CBN seco industrial-contaminado- para convertirlo en producto de NiO. En este caso se desprecia el resto de los compuestos minoritarios.



$\frac{A}{\tau} \cdot \sum Q_{\text{perd}}$ - son las pérdidas de energía que inevitablemente ocurren el horno durante el desarrollo del proceso tecnológico con los materiales salientes y a través del cuerpo del horno y sus orificios. Se expresa en (kJ/h) y $\sum Q_{\text{perd}}$, en (kJ/t).

Entre los acápites relacionados con los materiales salientes se consideran las pérdidas de energía sensible o física hacia el medio ambiente con:

- los gases salientes (gases tecnológicos más los de combustión del fuel oil);
- el polvo;
- el agua que enfría al producto NiO de forma indirecta;
- el producto NiO frío que se descarga del horno.

Mientras que los acápites relacionados con los elementos constructivos del horno, se consideran las pérdidas de energía al medio ambiente:

- a través del revestimiento del horno (por conductividad térmica desde la capa de materiales refractarios, termoaislante y cubierta del horno);
- a través de los orificios del horno;
- a través de las partes auxiliares que trabajan en contacto con el cuerpo del horno-rodillos de apoyo, reductores de velocidad, cinturones metálicos, termopares, otros.

Algunos de estos acápites pueden ser despreciados por sus pequeños valores, ya que no influyen de forma determinante sobre la EFE.

El desconocimiento del flujo real de los gases de combustión y del vapor para la pulverización del fuel- oil dificulta el cálculo del calor sensible perdido al medio ambiente.

La valoración de las pérdidas de calor por conducción a través del revestimiento del horno que consideren la disminución del espesor de éste durante su tiempo de servicio no se ha estudiado por no contar con una metodología adecuada y una herramienta computacional efectiva que permita demostrar el incremento del índice de consumo de fuel-oil en la misma medida que se desgasta. Esta importante tarea constituirá un importante elemento para completar el balance de energía y crear el software capaz de simularlo.

Las expresiones de cálculo de cada uno de los acápites significativos del balance de energía se expondrán en el capítulo 3.

1.2.3 Proceso de transferencia de calor

La ecuación principal de la transferencia de calor (TC) de una fase gaseosa, líquida o sólida hacia el CBN para llevar la energía hacia el CBN y convertirlo en producto NiO en el espacio de trabajo del horno se representa de forma particular en la TIH por la ecuación:

$$\frac{A}{\tau} \cdot q_m = h_T \cdot \Delta t \cdot F_m \cdot 3600 \quad (1.7)$$

Donde:

3600, en (s/h) - es el factor de conversión del tiempo para enlazar el proceso de transferencia de calor “TC” (flujo térmico en W o kW) con el proceso energético $\left(\frac{A}{\tau} \cdot q_m\right)$, en J o kJ por hora (kJ/h), como tiempo seleccionado para realizar los balances de masa (proceso tecnológico) y energía.

h_T - es el coeficiente de transferencia de calor total en el horno, cuyas formas se dirigen hacia el CBN, se expresa en $[W \cdot (m^2 \cdot \text{grado})^{-1}]$ o $[J \cdot (s \cdot m^2 \cdot \text{grado})^{-1}]$. Se identifica la convección forzada y la radiación térmica de los gases y del revestimiento como las formas principales de transferencia de calor, por lo que la temperatura y la velocidad de los gases juegan un papel importante en la operación del horno.

F_m - es la superficie del material que participa en el intercambio térmico, determinada por las formas geométricas del material a lo largo y ancho de la cuerda que da la cara a los gases (F_{m1}) y por la parte de abajo con el arco del revestimiento (F_{m2}) al levantarse durante la rotación. Ver el anexo (A1 – 5, 6).

La gran importancia del proceso de transferencia de calor se demuestra por la práctica de ingeniería al ser calculada la longitud de las zonas de transformaciones físico químicas del material a partir de la ecuación (1.7), conociendo que:

$$F_m = F_{m1} + F_{m2} = (\ell_c + \ell_a) \cdot L \quad (1.7a)$$

Si se representa las formas de transferencia de calor en el interior del horno por

$$q_{\text{horno}} = h_T \cdot \Delta t \cdot \tau \cdot 3600 = (q_r + q_c) + q'_r \quad (1.7b)$$

$(q_r + q_c)$ - formas de transferencia de calor por la parte de la superficie F_{m1} ,

q'_r -radiación del revestimiento hacia el material a través de la capa delgada de gases hacia la superficie F_{m2} ,

Entonces, si se sustituye las ecuaciones (1.7 a) y (1.7 b) en la (1.7c) se obtiene:

$$A = \frac{q_{\text{horno}}}{q_m} \cdot F_m = \frac{[(q_r + q_c) + q'_r]}{q_m} \cdot [(\ell_c + \ell_a) \cdot L] \quad (1.7c)$$

Al transformar esta ecuación, respetando la dialéctica de ocurrencia de los fenómenos de TC en el espacio- sobre la cuerda y por debajo del arco-, la ecuación (1.7 c) toma la forma siguiente:

$$A = \frac{[(q_r + q_c) \cdot \ell_c + q'_r \cdot \ell_a]}{q_m} \cdot L \quad (1.7 \text{ d})$$

Como se está analizando la zona de calcinación, se le asignará su abreviatura como subíndice a las magnitudes: $L = L_{Zcalc.}$; $A = A_{Zcalc.}$ y $q_m = q_{m,Zcalc.}$. Por consiguiente, al despejar la longitud de la ecuación (1.7 d), se obtiene:

$$L_{Zcalc.} = \frac{A_{Zcalc.} \cdot q_{m,Zcalc.}}{[(q_r + q_c) \cdot \ell_c + q'_r \cdot \ell_a]} \quad (1.8)$$

La expresión (1.8) demuestra que la longitud de diseño es directamente proporcional a la productividad del horno y la demanda de energía del CBN seco para convertirse en producto NiO, la que puede variar según su calidad, y si $q_{m,Zcalc.}$ es mayor que la de diseño, entonces, la longitud instalada será insuficiente, lo que confirma la hipótesis planteada en el Proceso Tecnológico sobre la salida del producto NiO fuera de especificaciones, lo que puede agravarse, si la humedad del CBN aumenta, provocando que se corra la longitud de la zona de evaporación más allá de las cadenas. Esta dirección de trabajo puede constituir una futura investigación de ingeniería para validar las hipótesis mencionadas, tanto en la zona de secado, como en la de calcinación, para diferentes condiciones operacionales y calidades de CBN variables.

1.2.4 Proceso mecánico

Caracteriza el movimiento de los materiales sólidos dentro del horno (CBN seco y Producto NiO). Este flujo volumétrico de materiales es descrito por la TIH por la ecuación:

$$\frac{A}{\tau \cdot \rho_s} = F_s \cdot W_s \quad (1.9)$$

Operacionalmente la velocidad del material se calcula por la fórmula empírica:

$$W_s = 5,78 \cdot D_{inter} \cdot \beta \cdot n, \text{ en (m/h)} \quad (1.9a)$$

Donde:

D_{inter} - es el diámetro interior de cada zona del horno, en (m);

β - es el ángulo de inclinación del tambor, entre $(3 \text{ y } 5)^\circ$, respecto a la horizontal.

(n) – es la frecuencia de rotación del tambor, en (rpm). La disminución de este parámetro durante la operación del horno cuando se procesa un CBN que da NiO producto fuera de

especificaciones, permite incrementar el tiempo de retención del CBN dentro del horno, si la productividad es constante, aunque en ciertos límites que puede resultar insuficiente para revertir las mencionadas consecuencias.

$F_S = \varphi \cdot F_g$ – es el área de la sección transversal que ocupa el material en el interior del tambor, respecto a su homóloga de los gases (F_g), en (m^2). Aquí (φ), es el coeficiente de llenado del horno, el que se regula por el ‘‘tonelaje’’ M en la ecuación de la productividad.

ρ_s – es la densidad del sólido, que se determina en las muestras del CBN y de NiO producto, en (t/m^3).

1.2.5 Proceso aerodinámico

El movimiento de los gases en el interior del horno, se determina por la ecuación de gasto volumétrico modificada por la influencia de la temperatura sobre el volumen de estos para una presión general $P = 1 \text{ atm}$:

$$V_0 \cdot \frac{T}{T_0} = V_t = F_g \cdot W_t \quad (1.10)$$

Si la ecuación (1.10) se escribe de tal forma que muestre las posibles fuentes de generación y suministro de gases en el horno, entonces se puede expresar por la expresión de la TIH:

$$\left(\frac{A}{\tau} \cdot V_1 + V_2 \cdot X + V_3 \right) \cdot \frac{T}{T_0} = F_g \cdot W_t \quad (1.10a)$$

Los flujos volumétricos dentro del paréntesis son iguales a V_0 por lo que se calculan por el balance de materiales (proceso tecnológico) a condiciones normales ($T = 273 \text{ K}$ y $P = 1 \text{ atm}$).

En la ecuación (1.10 a):

$\frac{A}{\tau} \cdot V_1$ – es el flujo volumétrico de los gases tecnológicos (procedentes de las reacciones (1.1 b y 1.3), en (m^3/h). Aquí, V_1 es el volumen específico de dichos gases, desprendidos por cada tonelada de producto NiO obtenido durante el secado térmico y la calcinación del CBN durante el tiempo de balance de masa, (m^3/t).

$V_2 \cdot X$ – es el flujo volumétrico (m^3/h) de los gases de la combustión completa del fuel oil (CO_2 , H_2O y SO_2), que incluye el O_2 libre y el N_2 del aire primario y del secundario, así como el exceso de vapor de H_2O empleado para la pulverización del fuel oil. Aquí, V_2 es el

volumen específico de dichos gases, desprendidos por cada tonelada de fuel oil quemada, (m^3/t).

V_3 - es el flujo volumétrico (m^3/h) de un reactivo gaseoso. En la calcinación, teóricamente, este no existe, ya que no se emplea el aire como reactivo oxidante del CBN, aunque ayuda a oxidar las impurezas de S que contiene la pasta de CBN que no están en forma de sulfatos) y garantiza la atmósfera oxidante que necesita la disociación térmica, desde el punto de vista termodinámico. Por eso, todo el aire alimentado, se incluye en V_2 .

Los parámetros de control son la temperatura de los gases que determinan la radiación térmica, la velocidad de los gases salientes que influye sobre la intensidad de la transferencia de calor por convección forzada y se regula por el ventilador de tiro que está detrás del electrofiltro, los flujos de aire para la combustión y la presión de salida del aire primario en el ventilador, además de la P del vapor de pulverización y del fuel oil en el quemador, como se analizó en el proceso energético.

En la Planta no se conoce el flujo real de los gases (V_T) en el interior del horno, lo que dificulta el balance de materiales, sobre todo para los gases de combustión, ya que en la empresa no existen técnicas analíticas para realizar el análisis químico elemental del carbono y el hidrogeno en el fuel oil que son los dos elementos mayoritarios. Esta dificultad introduce un apreciable error en el balance de masa de los gases salientes debido a que hay que asumir sus contenidos máxicos por el poder calórico del combustible (PCI) que ofrece el laboratorio de la empresa, calculándolo por la ecuación de Mendeleiev. Por tales razones, en la presente investigación se medirá varias veces el contenido volumétrico del CO_2 y el O_2 libre en el tramo de gasoducto más cercano a la salida del horno con una caída de temperatura de alrededor de 20°C . De esta manera se determinará aproximadamente el V_T y los contenidos del resto de los gases salientes.

Conocido el flujo real de los gases (V_T) en el interior del horno, según la ecuación (1.10), se puede determinar el diámetro interior (D_{inter}) del HTR en cada zona, en correspondencia con la velocidad real (W_t) deseada en éstas, sustituyendo en la ecuación (1.10) el área de la sección transversal gaseosa (F_g) por $F_g = \frac{\pi \cdot (D_{inter})^2}{4}$. Entonces, al despejar el diámetro, se obtiene:

$$D_{inter} = 1,14 \sqrt{\frac{V_T}{W_t}} \quad (1.11)$$

La expresión (1.11) también puede ser utilizada para validar el balance de materiales en el proceso industrial, respecto al V_T calculado, ya que es conocido el diámetro interior y se podrá calcular la W_t que se comparará con la que se emplea en la práctica industrial.

1.3 Antecedentes del trabajo

Para la realización de este trabajo se ha hecho una intensa búsqueda bibliográfica, se han consultado una serie de artículos, revistas y otros materiales, donde se pudo comprobar que existe muy poco material relacionado con la temática a tratar. Esta búsqueda estuvo dirigida en dos líneas fundamentales como son: la información relacionada con el enfoque teórico - metodológico y los trabajos efectuados en cilindros rotatorios que se han realizado en los últimos años.

Romero M.M (1991), en su tesis doctoral determinó el comportamiento cinético del proceso de calcinación y determinó a la misma vez el calor de disociación del carbonato básico de níquel, los que se emplearon para calcular el calor útil consumido en el HTR con mayor precisión la eficiencia energética (EFE) del horno.

Correa (2000), quien realizó un balance energético a los enfriadores de mineral y muestra aspectos importantes relacionados con el fenómeno físico que tiene lugar dentro de los mismos, exponiendo, además, las consideraciones en las que debe estar basado el modelo físico-matemático de estos equipos.

Columbié (2001), estableció el modelo matemático para el control integral del proceso de calcinación del Carbonato Básico de Níquel en el horno tubular rotatorio, quedando este conformado por 9 ecuaciones diferenciales en derivadas parciales que describen el comportamiento dinámico del objeto, determinó la dirección del proceso definiéndose como criterio de calidad y el mantenimiento del perfil térmico del horno aportando ecuaciones importantes para el análisis de los procesos de transferencia de calor de gran complejidad. En todas las bibliografías revisadas solo los estudios de Columbié llegan a coincidir con el tema planteado. Pero los estudios de Columbié no se reflejaron sobre los análisis de las pérdidas de calor.

Molina R.M (2003), en su trabajo de diploma realizó el balance de energía del proceso de calcinación de Carbonato Básico de Níquel con la adición del sulfuro de níquel donde se obtuvieron buenos resultados, en el que se incluyó un estudio preliminar de las pérdidas de calor a través del revestimiento del horno. En el trabajo de Molina no se modeló el consumo de combustible y las pérdidas de calor.

Góngora (2004), realizó la modelación físico-matemática del proceso de enfriamiento del mineral reducido en cilindros rotatorios de la planta Hornos de Reducción perteneciente a la empresa “Ernesto Che Guevara” de Moa con el objetivo de establecer un modelo empírico-teórico que permita describir el comportamiento dinámico del fenómeno de transferencia de calor existente en la instalación y con ello contribuir a elevar la eficiencia térmica del mencionado proceso.

De todo lo expresado resulta evidente que la consulta bibliográfica hasta el momento no da respuesta a la problemática en estudio. En su mayoría aborda elementos aislados respecto al balance metalúrgico y la modelación matemática de las pérdidas de calor al medio ambiente en cilindros rotatorios el cual se encuentra poco estudiado desde los puntos de vista aquí tratados. Lo que impone la necesidad de realizar una investigación que contribuya a una mayor EFE del proceso de calcinación del CBN, lo cual representará una incursión novedosa en este campo para la industria cubana del níquel con tecnología carbonato amoniacal. Con tales argumentos se puede fundamentar el protocolo de la presente investigación, mediante las siguientes:

Conclusiones parciales

- 1) La aplicación de la Teoría integral de los hornos al HTR para la calcinación del CBN, permitió fundamentar las principales dificultades para realizar los balances de materiales y energía:
 - Para el balance de materiales se desconocen: la masa del H_2O estructural del CBN seco y la de otros elementos, la masa de gases salientes y por consiguiente, el volumen real de los gases salientes, así como el flujo másico o volumétrico del vapor de agua para la pulverización (V_{Pulv}) del fuel- oil. Esto permite trazar una estrategia experimental, basada en la medición del contenido volumétrico del CO_2 y el O_2 Libre en los gases salientes para determinar V_T , y además, conjugar el balance de masa con el de energía para calcular el vapor de agua de pulverización (V_{Pulv}).
 - Para el balance de energía se desconocen las temperaturas de la cubierta del horno por toda su longitud para determinar las pérdidas al medio ambiente, las temperaturas del NiO producto antes de salir hacia la zona de enfriamiento y después de enfriado. Esto indica la necesidad de medir dichas temperaturas con un pirómetro óptico y elaborar una metodología para



calcular la temperatura promedio por cada zona, basado en muchas mediciones.

- Se requiere elaborar una metodología adecuada para realizar los balances de materiales y energía en interrelación para determinar las magnitudes desconocidas sobre la base de las mediciones efectuadas, y validarla por diferentes vías.
- 2) Para que los tecnólogos puedan tomar decisiones rápidas y eficientes que permitan disminuir el índice de consumo de fuel-oil en el HTR, se necesita crear un software que simule diferentes condiciones operacionales de calcinación de CBN.

CAPÍTULO 2. MATERIALES Y METODOS

En este capítulo exponen los principales métodos, procedimientos y condiciones en las que se realizará el diseño de experimento y la gestión de los datos, y se caracterizarán los equipos empleados y sus principios de funcionamiento para obtener los resultados.

2.1 Metodología de solución del problema

Con la finalidad de realizar un trabajo de forma eficiente con cultura técnica, se establece una *metodología de solución de problemas profesionales y de asimilación de nuevos conocimientos*, donde se expresa en las etapas definidas por el Dr. C. Chang Cardona en sus materiales de enseñanza para facilitar el proceso de aprendizaje al aplicar la teoría integral de los hornos metalúrgicos e integración de conocimientos.

Diseño de resolución del problema planteado

Para la resolución del problema científico planteado se aplica los siguientes procedimientos:

1. Se caracteriza y se describe esquemáticamente el sistema material del proceso de calcinación
2. Se definen los fenómenos involucrados en dichos sistemas y las interacciones entre sus participantes. Esquematizarlas en el espacio (con trayectorias probables).
3. Se seleccionan las expresiones matemáticas que correspondan a cada fenómeno.
4. Se interpretan las condiciones fenomenológicas del problema profesional para establecer el procedimiento de cálculo de los parámetros necesarios.
 - 4.1. Se realiza el análisis de unidades para cada fase de procedimiento de cálculos con la finalidad de validar los resultados.
 - 4.2. Se ejecuta la selección de los parámetros a gestionar en los manuales, Handbooks, y folletos para efectuar los cálculos y conversiones en correspondencia con el análisis de unidades realizado en la fase.
5. Se interpretan los resultados, mediante el diagnóstico de la situación problemática, planteando alternativas técnicas para solucionar.
6. Evaluaciones técnico-económicas.

2.1.1 Métodos empleados para realizar el balance de masa

El balance de masa o balance de materia define como una determinación de las cantidades de los diferentes materiales que intervienen en el proceso, basándose en la ley de conservación de masa, de manera que se puede contabilizar las cantidades de diversos materiales que entran y salen del sistema. De otra manera, es una forma de la contabilidad para un proceso que ya está operando. La ecuación básica en los balances materiales es la ley de conservación de materia.

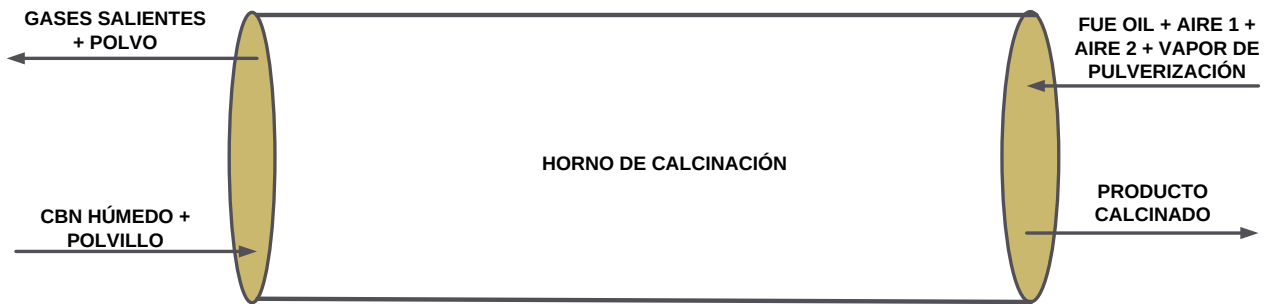


Figura 2.1: Caracterización del sistema material del horno de tambor rotatorio

Masa que se acumula en el sistema = Masa que entra al sistema – Masa que sale del sistema.

$$\sum_{i=1}^{i=n} m_i (\%x) = \sum_{j=1}^{j=n} m_j (\%x) + \Delta m_x \quad (2.1)$$

Donde,

m_i - masa de cada tipo de materia prima que entra, kg;

m_j - masa de cada producto calcinado en el tiempo de balance, kg;

(%x) - parte másica del elemento x en la materia prima o producto, %;

Δm_x - masa de x que se acumula en el proceso, kg.

2.1.2 Métodos empleados para realizar el balance de energía

Para cumplir los objetivos del capítulo se necesita elaborar una metodología del balance de energía que se corresponda con la caracterización del sistema que se muestra en la figura 2.2.

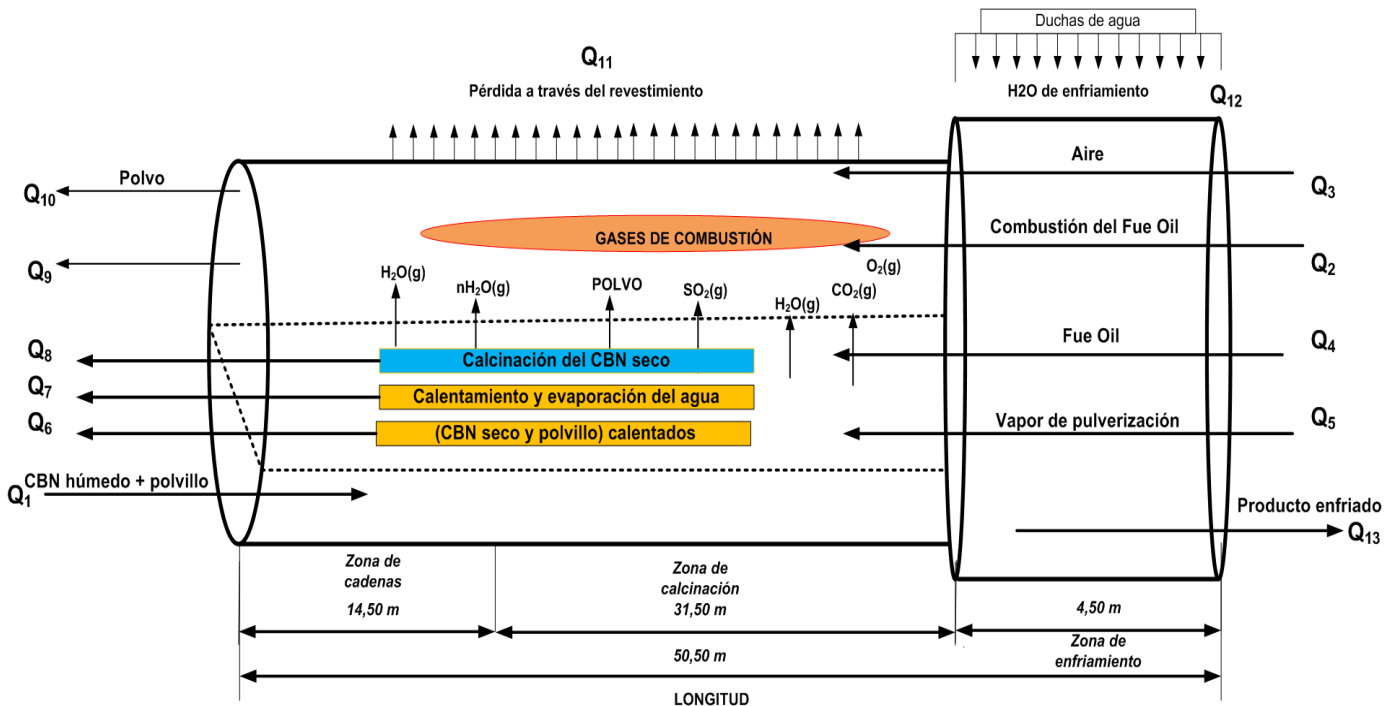


Figura 2.2: Caracterización del sistema del balance térmico del horno de calcinación.

Metodología para el balance térmico del Horno de tambor rotatorio

Los datos termodinámicos utilizados en todo el balance se tomarán de Rabinovich y Javin (1978) y de Samsonov (1980). Para determinar el valor de pulverización del fuel oil:

La construcción del balance energético se desarrolla apoyándose en los resultados de la cuantificación de diferentes materiales mediante el balance de masa. Por tanto se debe conocer como elemento primario de referencia la cantidad de material seco o húmedo a procesar, el tiempo de procesamiento, la productividad del horno, tipo de combustible, así como su composición, ya que con estos datos se pueden calcular la cantidad necesaria o utilizada para calentar el material hasta las condiciones deseadas de la tecnología. A continuación, se representan en la tabla (2.1) los principales índice de calores y ecuaciones que nos permite realizar los cálculos del balance de energía y la creación del nuevo software.

Tabla 2.1: Leyenda y principales ecuaciones del balance de energía.

LEYENDA	PRINCIPALES ECUACIONES
ACÁPITES DE ENTRADA	
Q[1]- Calor aportado por el carbonato básico de níquel más el polvillo , kJ ;	$m(\text{CBN},S) \cdot \text{Cp}(\text{CBN}) \cdot t_e^{\text{CBN}} + m(\text{polvillo}) \cdot \text{Cp}(\text{polvillo}) \cdot t_e^{\text{CBN}}$
Q[2]- Calor aportado por la combustión del combustible, kJ ;	$m(\text{Fuel oil}) \cdot Q_{\text{me}}^T$
Q[3]- Calor aportado por los aires, kJ ;	$m(\text{Fuel oil}) \cdot \text{La} \cdot \text{Cp}(a) \cdot t_a$
Q[4]- Calor físico de Fuel Oil, kJ;	$m(\text{Fuel Oil}) \cdot \text{Cp}(c) \cdot t_c$
Q[5] – Calor aportado por el vapor de pulverización, kJ ;	$m(\text{VP}) \cdot i(\text{H}_2\text{Ov})$
ACÁPITES DE SALIDA	
CALOR ÚTIL	
Q[6] – Calor físico del CBN seco y polvillo a la salida de la zona de cadenas, kJ;	$m(\text{CBN},S) \cdot \text{Cp}(\text{CBN}) \cdot t_s^{\text{CBN}} + m(\text{polvillo}) \cdot \text{Cp}(\text{polvillo}) \cdot t_s^{\text{CBN}}$
Q[7] – Calor para calentar y evaporar el agua , kJ;	$m(\text{H}_2\text{O})_{\text{libre}} \cdot [\text{Cp}(\text{H}_2\text{O}) \cdot (t_{\text{eb}} - t_e^{\text{CBN}}) + \lambda_{\text{H}_2\text{O}}]$
Q[8]- Calor para la calcinación del CBN seco, kJ;	$m(\text{CBN},S) \cdot \Delta H_T(\text{CBN},S) + m(\text{NiSO}_4) \cdot [\Delta H_T(\text{NiSO}_4) - \Delta H_T(\text{CBN},S)]$
PÉRDIDAS DE CALOR	
Q[9] – Calor sensible de los gases salientes , kJ;	$\sum [\text{Vg} \cdot \text{Cp}(g)] \cdot t_g^S$
Q[10] – Calor sensible del polvo, kJ;	$m(\text{polvo}) \cdot \text{Cp}(\text{polvo}) \cdot t_g^S$
Q[11] Pérdidas de calor a través de las paredes, kJ;	$Q_p^{\text{ZD}} + Q_p^{\text{ZC}}$
Q[12] Pérdida de calor con el agua de enfriamiento, kJ;	$V(\text{H}_2\text{O}) \cdot \text{Cp}(\text{H}_2\text{O}) \cdot (t_{a\ 2}^{\text{H}_2\text{O}} - t_{d\ 2}^{\text{H}_2\text{O}})$
Q[13] Pérdida de calor del producto enfriado, kJ;	$m(\text{NiO}_e) \cdot \text{Cp}(\text{NiO}_e) \cdot t_{\text{NiOe}}^S$

2.2 Método de programación para la creación del software

2.2.1 Diagramas de bloques

Los diagramas de bloques consisten en la descripción esquemática de un algoritmo, mediante una representación gráfica en base a la combinación de figuras geométricas y flechas. Es la representación simbólica de una sucesión lógica de pasos, capaz de describir un proceso de cómputo de forma completa y precisa. Por supuesto esa sucesión tiene que reflejar el orden y tipo de operación a realizar, siendo cada paso susceptible de conversión a instrucciones de un lenguaje de programación dado.

En nuestro caso no se pretende diseñar un algoritmo específico para un tipo de lenguaje de programación existente, sino es fundamentalmente de carácter matemático, o sea, conformar una base matemática para resolver problemas científicos que puede ser aplicables en cualquier lenguaje.

2.2.2 Diagrama de bloque de los balances metalúrgicos del proceso de calcinación para la programación y la creación de un nuevo Software.

2.2.2.1 Diagrama de bloque de balance de masa

La experiencia indica que es muy brusco el salto de la concepción del algoritmo a la codificación del programa computacional, en un lenguaje sin un paso intermedio, cualquiera en este sea. Una de las técnicas más empleadas como ayuda a la programación son los Diagramas de Bloques.

Los aspectos referidos en los epígrafes anteriores pueden ser sintetizados en un algoritmo matemático que facilita la comprensión del proceso de forma global y complementa además una noción sobre la aplicación de las herramientas matemáticas a la programación informática. Dicho algoritmo es expresado mediante el diagrama de bloques, una forma básica para visualizar el proceso de la programación en la computadora que se representa en el anexo (A2 – 1), comienza con la introducción de los datos del CBN, contenido de los elementos como Ni, Fe, Co, S, H₂O, CO₂ y otros.

El algoritmo solución del balance de masa del proceso de calcinación se muestra a continuación.

Algoritmo de solución de la composición racional de CBN SECO programado en Microsoft Visual Studio 2010.

```
Private Sub Button1_Click(ByVal sender As System.Object, ByVal e As System.EventArgs) Handles
Button1.Click
    Dim a1, a2, a3, a4, a6, a7, a8, a9, a10, a11, a12, a13 As Double
    a1 = CDbl(TextBox88.Text)
    a2 = CDbl(TextBox81.Text)
    a4 = CDbl(TextBox86.Text)
    a6 = CDbl(TextBox85.Text)
    a8 = CDbl(TextBox84.Text)
    a10 = CDbl(TextBox83.Text)
    a12 = CDbl(TextBox82.Text)
    a3 = Val(a1) * (1 - Val(a2) / 100)
    a7 = (Val(a3) * Val(a6) / 100)
    a9 = (Val(a3) * Val(a8) / 100)
    a11 = (Val(a3) * Val(a10) / 100)
    a13 = (Val(a12) * 12.01 / 44.01) * (Val(a3) / 100)
    a13 = Math.Round(a13, 3)
    a11 = Math.Round(a11, 3)
    a9 = Math.Round(a9, 3)
    a7 = Math.Round(a7, 3)
    a3 = Math.Round(a3, 3)
    TextBox30.Text = a13.ToString()
    TextBox58.Text = a11.ToString()
    TextBox37.Text = a9.ToString()
    TextBox16.Text = a7.ToString()
    TextBox87.Text = a3.ToString()
    MsgBox("There is no solution for this")
End Sub
```

End Class

2.2.2.2 Diagrama de bloque de balance de energía

Se efectúa con el objetivo de crear un algoritmo de programación para automatizar los cálculos del balance de energía del proceso de calcinación en el horno rotatorio. El algoritmo inicia con la introducción de las variables de entrada, temperatura de material y de los gases. Se calculan los calores de entrada, como la fuente de energía es la combustión de combustible sin embargo, se desconoce el vapor de pulverización, por tanto es asignada con un valor del vapor de pulverización (VP).

El algoritmo muestra la metodología de solución del balance energético del proceso de calcinación.

```
Private Sub Button1_Click(ByVal sender As System.Object, ByVal e As System.EventArgs) Handles Button1.Click
```

```
'Q11:Pérdidas de calor a través de las paredes'
```

```
Dim a1, a2, a3, a4, a5, a6, a7, a8, a9, a10, a11, a12, a13 As Double
```

```
'temperatura de la zona de cadenas'
```

```
a1 = CDb1(TextBox1632.Text)
```

```
a2 = CDb1(TextBox1.Text)
```

```
a3 = CDb1(TextBox12.Text)
```

```
a4 = CDb1(TextBox3.Text)
```

```
a5 = CDb1(TextBox2.Text)
```

```
'temperatura de la zona de calinación'
```

```
a6 = CDb1(TextBox7.Text)
```

```
a7 = CDb1(TextBox6.Text)
```

```
a8 = CDb1(TextBox13.Text)
```

```
a9 = CDb1(TextBox5.Text)
```

```
a10 = CDb1(TextBox4.Text)
```

```
a13 = CDb1(TextBox8.Text)
```

```
a11 = (Val(a1) - Val(a2)) / Math.Log((Val(a1) - 0.5 * (Val(a4) + Val(a5))) / (Val(a2) - 0.5 * (Val(a4) + Val(a5)))) + 0.5 * (Val(a4) + Val(a5))
```

```
a12 = (Val(a6) - Val(a7)) / Math.Log((Val(a6) - 0.5 * (Val(a9) + Val(a13))) / (Val(a7) - 0.5 * (Val(a9) + Val(a13)))) + 0.5 * (Val(a9) + Val(a13))
```

```
a12 = Math.Round(a12, 0)
```

```
a11 = Math.Round(a11, 0)
```

```
TextBox59.Text = a12.ToString()
```

```
TextBox58.Text = a11.ToString()
```

```
'espesores de los ladrillos refractarios'
```

```
Dim a14, a15, a16, a17, a18 As Double
```

```
'Zona de cadenas'
```

```
a14 = CDb1(TextBox37.Text)
```

```
a15 = CDb1(TextBox35.Text)
```

```
'Zona de calinación'
```

```
a16 = CDb1(TextBox33.Text)
```

```
a17 = CDb1(TextBox31.Text)
```

```
a18 = CDb1(TextBox39.Text)
```

```
Dim c1, c2, c3, c4, c5, c6, c7, c8, c9, c10, c11, c12, c13, c14, c15 As Double
```

```
'cadenas'
```

```
c1 = (Val(a11) - Val(a3)) * (2 * 14.5 * 3.14 * 3.6)
```

```
c2 = 1 / 1.201 * Math.Log((2.75 + 2 * Val(a14)) / 2.75)
```

```
c3 = 1 / 46.5 * Math.Log((2.75 + 2 * Val(a14) + 2 * Val(a15)) / (2.75 + 2 * Val(a14)))
```

```
c4 = Val(c1) / (Val(c2) + Val(c3))
```

```
'calcinación'
```



```
'sección 1'
c5 = (Val(a12) - Val(a8)) * (2 * 14.4 * 3.14 * 3.6)
c6 = 1 / 2.32 * Math.Log((2.65 + 2 * Val(a16)) / 2.65)
c7 = 1 / 46.5 * Math.Log((2.65 + 2 * Val(a16) + 2 * Val(a18)) / (2.65 + 2 *
Val(a16)))
c8 = Val(c5) / (Val(c6) + Val(c7))
'sección 2'
c9 = (Val(a12) - Val(a8)) * (2 * 21.6 * 3.14 * 3.6)
c10 = 1 / 2.266 * Math.Log((2.65 + 2 * Val(a16) - 2 * Val(a17)) / 2.65)
c11 = 1 / 0.145 * Math.Log((2.65 + 2 * Val(a16) - 2 * Val(a17) + 2 * Val(a17)) /
(2.65 + 2 * Val(a16) - 2 * Val(a17)))
c12 = 1 / 46.5 * Math.Log((2.65 + 2 * Val(a16) - 2 * Val(a17) + 2 * Val(a17) + 2 *
Val(a18)) / (2.65 + 2 * Val(a16) - 2 * Val(a17) + 2 * Val(a17)))
c13 = Val(c9) / (Val(c10) + Val(c11) + Val(c12))
c14 = Val(c13) + Val(c8) + Val(c4)
c15 = Val(c14)
c15 = Math.Round(c15, 0)
c14 = Math.Round(c14, 0)
TextBox62.Text = c15.ToString()
TextBox49.Text = c14.ToString()
'MsgBox("There is no solution for this")
End Sub
End Class
```

2.3 Procesamiento de datos

Los programas que se utilizan durante la elaboración del trabajo son los siguientes:

1. - Microsoft Office Word 2010.
2. - Microsoft Office Excel 2010.
3. - Microsoft Office Visio 2007.
4. - AutoCAD Design versión 2012
5. - Microsoft Visual Basic Studio. NET 2010, C#.
6. - MATLAB 11.0
7. - ANSYS REMOTE SOLVE MANAGER (RSM) 11.0

El **Microsoft Office Word 2010** se utilizará para redactar el informe de la investigación, el **Microsoft Office Excel 2010** se usará para realizar los cálculos de los balances metalúrgicos, el **Microsoft Office Visio 2007** y el **AutoCAD** para dibujar los croquis del horno y las secciones de cortados del horno, el **Microsoft Visual Basic Studio** se empleará para la creación del nuevo software de cálculos de balance de masa y energía del proceso, en el **MATLAB** se emplearán para evaluar los comportamientos de los modelos obtenidos a partir del balance de masa y energía, el **ANSYS** se utilizará para dibujar las vistas de los ladrillos en el horno.

2.4 Diseño del experimento

Para confirmar la hipótesis científica se inicia por la toma de muestras de la composición del carbonato, de la composición del polvillo, de la composición del producto calcinación, de las

temperaturas al exterior y al interior del horno, la temperatura de los gases salientes, la concentración de los gases salientes, la temperatura del agua de enfriamiento antes y después de enfriamiento, el flujo de agua de enfriamiento, la temperatura de salida del producto, el consumo de combustible, los flujos de aires (primario y secundario), las características geométricas de los ladrillos refractarios, todas estas muestras fueron tomadas a la productividad actual de 10,865 t/h o 10865,0 kg/h, como se muestra bien en la figura 2.1.

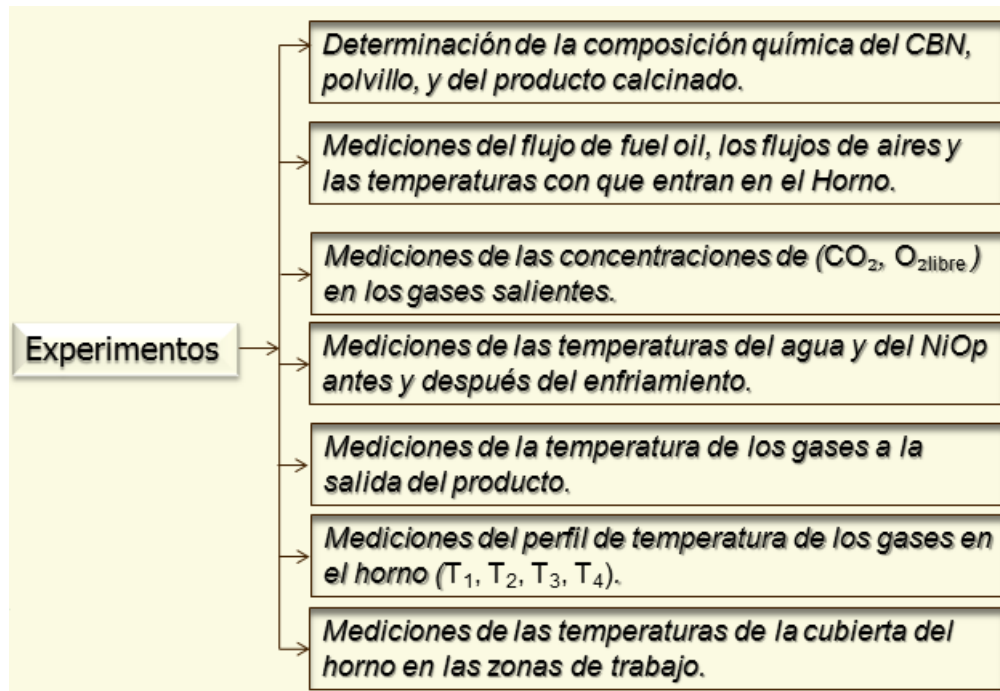


Figura 2.1: Diseño de experimentos de la investigación.

2.4.1 Gestión de los datos obtenidos del experimento

2.4.1.1 Determinación de la composición química del carbonato

Las muestras del carbonato fueron tomadas en la entrada del horno de calcinación, se realizaron tres muestras de análisis químico al carbonato. En el desarrollo de los ensayos se determinan el contenido de níquel, contenido de cobalto, contenido hierro, el contenido de azufre, y el contenido de carbono. Para determinar el contenido de humedad se aplicó el secado natural al carbonato.

Los resultados obtenidos en el laboratorio se muestran en el anexo (A2 – 3).

Para la realización del posterior balance metalúrgico se toma estos datos como la referencia de los cálculos

2.4.1.2 Determinación de la composición química del polvillo

Las muestras del polvillo fueron tomadas en la entrada del horno de calcinación, se realizaron tres muestras de análisis químico al polvo de recirculación. En el desarrollo de los ensayos se determinan el contenido de níquel, contenido de cobalto, contenido hierro, el contenido de azufre.

Los resultados obtenidos en el laboratorio se muestran en el anexo (A2 – 4).

Para la realización del posterior balance metalúrgico se toma estos datos como la referencia de los cálculos

2.4.1.3 Determinación de la composición química del producto calcinado

Las muestras del producto fueron tomadas en la salida de la zona de calcinación, se realizaron tres muestras de análisis químico a los óxidos calcinados. En el desarrollo de los ensayos se determinan el contenido de níquel, contenido de cobalto, contenido hierro, el contenido de azufre. Los resultados obtenidos en el laboratorio se muestran en el anexo (A2 – 5).

Para la realización del posterior balance metalúrgico se toma estos datos como la referencia de los cálculos.

2.4.1.4 Determinación de la concentración de los gases salientes

La muestra de los gases salientes al horno es tomada en la entrada del horno, antes que pasen a la batería ciclónica. Todos los ensayos de muestreo para determinar la concentración de los gases salientes al horno se hizo junto al grupo técnico de las mediciones de los gases de la empresa Comandante Ernesto Che Guevara. Los resultados obtenidos se muestran en el anexo (A2 – 6).

Para la validación del trabajo se necesita conocer la concentración de los gases salientes, después la realización del balance metalúrgico se compara estos datos y los resultados del balance.

2.4.1.5 Mediciones de la temperatura al interior y al exterior del horno

En el presente trabajo, la parte más importante es el análisis de pérdida de calor a través de las paredes del horno. Para determinar estas pérdidas de calor surge la necesidad de conocer las temperaturas al interior y al exterior del horno.

Las temperaturas (T_1 , T_2 , T_3 , T_4) al interior fueron medidas mediante termopares. Al conocer estas temperaturas podemos determinar el flujo térmico de calor que se pierde al medio ambiente.

En cuento de las temperaturas al exterior del horno se aplica una ingeniería de diseño para determinar la cantidad de calor que se pierde al medio. El diseño de detalle está basando sobre la división del horno en varias partes. En la zona de secado – cadenas se dividió a una distancia de 1,115 m en 13 partes y se hicieron 10 mediciones por cada 10 minutos. Y la zona de calcinación se dividió a una distancia de 1,625 m en 20 partes y se hicieron mediciones por cada 10 minutos también. Estas mediciones se hicieron mediante un pirómetro óptico. Los resultados del pirómetro óptico se muestran en el anexo (A2 – 7)

2.4.1.6 Mediciones de la temperatura de agua de enfriamiento antes y después de enfriamiento

La pérdida de calor durante el enfriamiento de los productos calcinados es uno de los calores que se analiza durante todo el trabajo después la pérdida de calor de los gases salientes y la pérdida de calor por las paredes del horno.

Para el estudio de esta pérdida surge una necesidad de conocer la temperatura del agua de enfriamiento antes y después del enfriamiento de los productos calcinados y también el flujo de agua de enfriamiento antes y después del enfriamiento.

Las mediciones de las temperaturas de agua de enfriamiento se realizaron mediante el pirómetro óptico, y los resultados se muestran en el anexo (A2 – 8).

2.4.1.7 Características técnicas y geométricas de los ladrillos refractarios

La selección de los materiales refractarios juega un papel muy importante a la ahora diseñar un horno metalúrgico. La mala selección de los materiales refractarios influye directamente a la norma de consumo de combustible, incremento de las pérdidas de calor por los gases que salen al horno, y también las pérdidas de calor a través de las paredes del horno.

Para elegir los materiales refractarios se debe siempre tener las siguientes propiedades: *la refractariedad del material, la resistencia a la compresión bajo carga a elevadas temperaturas, la resistencia a los choques térmicos, la variación permanente del volumen, la porosidad, la conductividad térmica, la conductividad eléctrica, el calor específico, la dilatación térmica, la densidad, la permeabilidad al gas, la resistencia a la abrasión, la resistencia a la flexión, la reacciones de contacto.*

Para la buena utilización de los materiales refractarios, evitar pérdida de calor al medio ambiente e incrementar su vida útil, se selecciona siempre los materiales refractarios que tengan una alta refractariedad, una buena resistencia a los choques térmicos, una buena

resistencia a la abrasión, una buena conductividad eléctrica y por último un excelente conductividad térmica. El diseño del ladrillo refractario instalado se muestra en el anexo (A2 – 9).

El horno de tambor rotatorio para la calcinación del CBN de la empresa (E.C.G) está instalado por los siguientes materiales refractarios: *el revestimiento del horno es de magnesita con un alto contenido de alúmina, el termoaislantes es de fibra cerámica con un alto contenido de alúmina y de la sílice y por último la carcasa de acero inoxidable.*

Como se puede apreciar en el anexo (A2 – 9), se muestra la forma geométrica del ladrillo instalado en la zona de calcinación. El material refractario entre con un espesor inicial de 250 mm y sale con un espesor final de 120 mm después dos años se remplazan por otros nuevos. Todas las pérdidas de calor que tiene el horno es producido por la forma geométrica del material. Las características físico-mecánicas y dimensiones de los ladrillos refractarios del horno de tambor rotatorio para la calcinación del CBN se muestran en el anexo (A2 – 10).

2.4.2 Características generales del combustible (fuel oil)

2.4.2.1 Características químicas del combustible

En esta sección se necesita conocer las características fisicoquímicas del Fue Oil que se utiliza para el proceso de secado y el proceso de calcinación. Para una productividad actual de 10,865 t del carbonato se consume 1048,820 kg/h del Fue Oil, 4185,050 m³/h del aire primario y 2075,556 m³/h del aire secundario. La composición química del combustible se representa en el anexo (A2 – 11).

2.4.2.2 Características físicas del fuel Oil

La combustión del combustible es muy importante en el proceso de calcinación. Primeramente el combustible es precalentado mediante un intercambiador de calor de 30 °C hasta 175,50 °C. El calentamiento del combustible lo hace menos viscoso por lo que facilita el transporte del mismo y su combustión completa.

Los gases obtenidos mediante la combustión del combustible viajaran a una velocidad de 2 – 8 m/s. Las propiedades físicas del Fue Oil se muestran el anexo (A2 – 11).

2.4.3 Equipos empleados en la experimentación

2.4.3.1 Equipo de mediciones de la temperatura al interior del horno

Las mediciones de la temperatura al interior del horno se utilizaron un termopar de tipo K para determinar las temperaturas (T_1 , T_2 , T_3 , T_4) en el interior del horno.

Principio de funcionamiento del termopar de Tipo K, Tipo S, Tipo L

Los termopares o termocuplas instalados para medir las temperaturas al interior del horno, son transductores formados por la unión de dos metales distintos que produce un voltaje (efecto Seebeck), que es función de la diferencia de temperatura entre uno de los extremos denominado “ punto caliente ” o unión caliente o de medida. Se muestra el diagrama de funcionamiento de los termopares instalados para las mediciones de las temperaturas en el anexo (A2 – 12).

2.4.3.2 Equipos de mediciones de las temperaturas al exterior

Las mediciones de las temperaturas al exterior se utilizó el pirómetro óptico para determinar la temperatura cubierta de la zona de secado – cadena y la zona de calcinación. Y se midió la temperatura de los productos calcinados antes y después del enfriamiento, la temperatura de los gases salientes al horno, y la temperatura de agua antes y después de enfriamiento de los productos calcinados.

Para medir la temperatura de la carcasa del horno, se observa este a través del pirómetro, y se gira un anillo para ajustar la temperatura de un filamento incandescente proyectado en el campo de visión. Se lee directamente la temperatura medida por la ventaja del pirómetro. La foto del pirómetro que se utilizó para realizar las mediciones se muestra en el anexo (A2 – 13)

Principio de funcionamiento del pirómetro óptico utilizado para la obtención de los datos

Stefan – Boltzmann (1957) establece que un cuerpo negro emite radiación térmica con una potencia emisiva superficial (W/m^2) es directamente proporcional a la cuarta potencia de su temperatura. Se aplica esta ley para el funcionamiento del pirómetro.

$$t_{medida} = \sqrt[4]{\frac{E}{\sigma}} - 273,15 \quad (2.1)$$

Donde, t_{medida} – temperatura medida por el pirómetro, °C; 273,15 – coeficiente de conversión del grado al kelvin, K; E – potencia emisiva superficial, W/m^2 ; σ - constante de Stefan – Boltzmann, $5,67 \cdot 10^{-8} W/(m^2 \cdot K)$.

$$^{\circ}C = \sqrt[4]{\frac{W \cdot m^{-2}}{W \cdot m^{-2} \cdot K^{-4}}} - ^{\circ}C$$
$$[^{\circ}C] = [^{\circ}C]$$



Conclusiones parciales

Una vez realizada el capítulo 2, se llegan a las siguientes conclusiones:

- Se realizaron los análisis químicos al carbonato básico de níquel, el polvillo y los productos calcinados obteniendo la composición química de cada uno.
- Para los análisis de pérdida de calor se hicieron mediciones al exterior para determinar cuántos flujos de calor se pierden a través de las paredes durante la producción. Se realizaron 10 mediciones sucesivas a cada zona de trabajo del horno, para la zona de cadenas se dividió en 13 partes igual de una longitud de 1,115 m y se obtuvo la temperatura promedia de las 13 partes de 169 °C. Y la zona de calcinación se dividió en 20 partes iguales con una longitud de 1,625 m y se obtuvo también la temperatura promedia de 313 °C.

CAPÍTULO 3. ANÁLISIS DE LOS PRINCIPALES RESULTADOS Y DISCUSIONES

En este capítulo se exponen los principales resultados derivados del trabajo experimental, y a partir de los mismos, se describen el comportamiento de las pérdidas de calor a través de las paredes y el índice de consumo del fuel oil del horno.

Los objetivos del capítulo son:

1. Realizar el balance de masa sin considerar el vapor de pulverización
2. Realizar el balance de energía para cuantificar las pérdidas de calor y tomar alternativas técnicas para disminuir estas pérdidas.
3. Diagnosticar energéticamente del proceso de calcinación y proponer medidas alternativas para mejorar la producción.
4. Fundamentar la temperatura máxima potencial del producto calcinado antes de entrar en la zona de enfriamiento por las mediciones de los gases a la salida de producto y que está cercano a la zona de combustión.
5. Establecer los modelos matemáticos del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel en el horno tubular rotatorio de la planta de calcinación
6. Fundamentar el lenguaje de programación mediante diagramas de bloque para la creación del software para los cálculos de los balances metalúrgicos del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel.
7. Realizar el diagnóstico integral del proceso tecnológico, ecológico y proponer medida alternativa para mejorar la producción de la planta.
8. Validar los resultados de los volúmenes de los gases salientes por cada zona de trabajo del horno a partir del diámetro interior.
9. Validar el balance de masa de los gases salientes a concentración de los gases medidos.
10. Realizar la valoración económica preliminar de la investigación.

3.1 Balance de masa del proceso de calcinación del Carbonato Básico de Níquel

3.3.1 Composición racional del CBN SECO sin considerar las n moléculas de agua

A partir de los resultados del análisis químico del carbonato básico de níquel y la masa total del mismo se realiza primero el cálculo de la masa del carbonato básico seco. Se calcula por la siguiente ecuación matemática.

$$m(CBN, S) = m(CBN, H) \cdot \left(1 - \frac{\% H_2O_{EXT}}{100\%} \right) \quad (3.1)$$

$$m(CBN, S) = 10865,00 \cdot \left(1 - \frac{62,50}{100}\right) = 4074,375 kg$$

$$[kg] = kg \cdot \left(\frac{\% - \%}{\%}\right) = kg \cdot \left(\frac{\%}{\%}\right) = [kg]$$

Cálculo de la masa de los elementos presentes en el **CBN SECO**:

$$m(Ni)_i = \frac{\%Ni \cdot m(CBN)_s}{100}$$

$$m(Ni)_i = \frac{49,20 \cdot 4074,375}{100} = 2004,593 kg$$

$$[kg] = \frac{\% \cdot kg}{\%} = [kg]$$

$$m(Co)_i = \frac{\%Co \cdot m(CBN)_s}{100}$$

$$m(Co)_i = \frac{0,19 \cdot 4074,375}{100} = 7,741 kg$$

$$m(Fe)_i = \frac{\%Fe \cdot m(CBN)_s}{100}$$

$$m(Fe)_i = \frac{0,080 \cdot 4074,375}{100} = 3,260 kg$$

(3.2)

$$m(S)_i = \frac{\%S \cdot m(CBN)_s}{100}$$

$$m(S)_i = \frac{3,20 \cdot 4074,375}{100} = 130,380 kg$$

$$m(CO_2)_i = \frac{\%CO_2 \cdot m(CBN)_s}{100}$$

$$m(CO_2)_i = \frac{4,90 \cdot 4074,375}{100} = 199,644 kg$$

Composición racional del carbonato de níquel $NiCO_3$

Por medio del dióxido de carbono, mediante relaciones estequiométricas determinamos la masa de carbono y de oxígeno presentes en el dióxido.

$$m(C)(CO_2)_i = m(CO_2)_i \cdot \frac{MM(C)}{MM(CO_2)} \quad (3.3)$$

$$m(C)(CO_2)_i = 199,644 \cdot \frac{12,010}{44,010} = 54,481 kg$$

$$[kg] = kg \cdot \frac{g \cdot mol^{-1}}{g \cdot mol^{-1}} = [kg]$$

$$m(O)(CO_2)_i = m(CO_2)_i - m(C)(CO_2)_i$$

$$m(O)(CO_2)_i = 199,644 - 54,481 = 145,163 kg$$

$$[kg] = kg - kg = [kg]$$

Al basar en la ley de la estequiometria y en la de conservación de la masa determinamos el óxido de níquel, el oxígeno presente y el níquel:



$$m(\text{NiO})(\text{NiCO}_3) = m(\text{CO}_2)(\text{NiCO}_3) \cdot \frac{MM(\text{NiO})}{MM(\text{CO}_2)} \quad (3.4)$$

$$m(\text{NiO})(\text{NiCO}_3) = 199,644 \cdot \frac{74,610}{44,010} = 338,456 \text{ kg}$$

$$m(\text{Ni})(\text{NiO}) = m(\text{NiO}) \cdot \frac{MM(\text{Ni})}{MM(\text{NiO})}$$

$$m(\text{Ni})(\text{NiO}) = 338,456 \cdot \frac{58,610}{74,610} = 265,875 \text{ kg}$$

$$m(\text{O})(\text{NiO}) = 338,456 - 265,875 = 72,581 \text{ kg}$$

$$m(\text{NiCO}_3) = m(\text{NiO})(\text{NiCO}_3) + (\text{CO}_2)(\text{NiCO}_3) \quad (3.5)$$

$$m(\text{NiCO}_3) = 338,456 + 199,644 = 538,101 \text{ kg}$$

Composición racional del sulfato de níquel NiSO_4

Por medio del azufre, mediante relaciones estequiométricas determinamos la masa de dióxido de azufre y de oxígeno presentes en el dióxido.

$$m(\text{SO}_2)(\text{NiSO}_4) = m(\text{S})(\text{NiSO}_4) \cdot \frac{MM(\text{SO}_2)}{MM(\text{S})} \quad (3.6)$$

$$m(\text{SO}_2)(\text{NiSO}_4) = 130,380 \cdot \frac{64,060}{32,060} = 260,516 \text{ kg}$$

$$m(\text{O})(\text{SO}_2) = 260,516 - 130,380 = 130,136 \text{ kg}$$

Al basar en la ley de la estequiometria y en la de conservación de la masa determinamos el óxido de níquel, y la misma vez calcular la masa de dióxigeno que se desprende de la descomposición:

$$m(\text{NiO})(\text{NiSO}_4) = m(\text{SO}_2)(\text{NiSO}_4) \cdot \frac{MM(\text{NiO})}{MM(\text{SO}_2)} \quad (3.7)$$

$$m(\text{NiO})(\text{NiSO}_4) = 260,516 \cdot \frac{74,610}{64,060} = 303,420 \text{ kg}$$

$$m(\text{Ni})(\text{NiO}) = m(\text{NiO}) \cdot \frac{MM(\text{Ni})}{MM(\text{NiO})}$$

$$m(\text{Ni})(\text{NiO}) = 303,420 \cdot \frac{58,610}{74,610} = 238,352 \text{ kg}$$

$$m(\text{O})(\text{NiO}) = m(\text{NiO}) - m(\text{Ni})(\text{NiO})$$

$$m(O)(NiO) = 303,420 - 238,352 = 65,068 \text{ kg}$$

Determinación del dióxigeno obtenido durante la descomposición

$$m(O_2)(NiSO_4) = 0,5 \cdot m(SO_2)(NiSO_4) \cdot \frac{MM(O_2)}{MM(SO_2)} \quad (3.8)$$

$$m(O_2)(NiSO_4) = 0,5 \cdot 260,516 \cdot \frac{32,000}{32,060} = 65,068 \text{ kg}$$

$$m(NiSO_4) = m(NiO)(NiSO_4) + (SO_2)(NiSO_4) + (O_2)(NiSO_4) \quad (3.9)$$

$$m(NiSO_4) = 303,420 + 260,516 + 65,068 = 629,004 \text{ kg}$$

Composición racional del hidróxido de níquel $Ni(OH)_2$

Para el cálculo del hidróxido de níquel se determina la masa de níquel que se presente en el hidróxido. Se calcula mediante la ley de conversación de la masa.

$$m(Ni)[Ni(OH)_2] = m(Ni)_i - m(Ni)(NiCO_3) - m(Ni)(NiSO_4) \quad (3.10)$$

$$m(Ni)[Ni(OH)_2] = 2004,593 - 265,875 - 238,352 = 1500,365 \text{ kg}$$

Al basar en la ley de la estequiometria y en la de conservación de la masa determinamos el óxido de níquel, el oxígeno presente y el níquel:

$$m(NiO) = m(Ni)(NiO) \cdot \frac{MM(NiO)}{MM(Ni)} \quad (3.11)$$

$$m(NiO) = 1500,365 \cdot \frac{74,610}{58,610} = 1909,952 \text{ kg}$$

$$m(O)(NiO) = 1909,952 - 1500,365 = 409,586 \text{ kg}$$

Cálculo de la masa de agua que se encuentra en el hidróxido de níquel

$$m(H_2O)[Ni(OH)_2] = m(NiO) \cdot \frac{MM(H_2O)}{MM(NiO)} \quad (3.12)$$

$$m(H_2O)[Ni(OH)_2] = 1909,952 \cdot \frac{18,016}{74,610} = 461,194 \text{ kg}$$

Cálculo de la masa del hidróxido de níquel

$$m[Ni(OH)_2] = m(NiO)[Ni(OH)_2] + m(H_2O)[Ni(OH)_2]$$

$$m[Ni(OH)_2] = 1909,952 + 461,194 = 2371,146 \text{ kg}$$

Composición de racional de las impurezas presentes en el CBN: $Co(OH)_3$, $Fe(OH)_3$

Cálculo de la masa del óxido de hierro (III)

$$m(Fe_2O_3) = 0,5m(Fe)_i \cdot \frac{MM(Fe_2O_3)}{MM(Fe)} \quad (3.13)$$

$$m(Fe_2O_3) = 0,5 \cdot 3,260 \cdot \frac{159,680}{55,840} = 4,660 \text{ kg}$$

$$m(O)(Fe_2O_3) = 4,660 - 3,260 = 1,401 \text{ kg}$$

Cálculo de la masa de agua que se encuentre el hidróxido

$$m(H_2O) = 3m(Fe_2O_3) \cdot \frac{MM(H_2O)}{MM(Fe_2O_3)} \quad (3.14)$$

$$m(H_2O) = 3 \cdot 4,660 \cdot \frac{18,016}{159,680} = 1,577 \text{ kg}$$

Cálculo de la masa del hidróxido de hierro (III)

$$m[Fe(OH)_3] = m(Fe_2O_3)[Fe(OH)_3] + m(H_2O)[Fe(OH)_3] \quad (3.15)$$

$$m[Fe(OH)_3] = 4,660 + 1,577 = 6,238 \text{ kg}$$

Composición de racional de las impurezas presentes en el CBN: $Co(OH)_3$

Cálculo de la masa del óxido de cobalto

$$m(Co_2O_3) = 0,5m(Co)_i \cdot \frac{MM(Co_2O_3)}{MM(Co)} \quad (3.16)$$

$$m(Co_2O_3) = 0,5 \cdot 7,741 \cdot \frac{165,980}{58,990} = 10,891 \text{ kg}$$

Cálculo de la masa de agua que se encuentre el hidróxido de cobalto

$$m(H_2O) = 3m(Co_2O_3) \cdot \frac{MM(H_2O)}{MM(Co_2O_3)} \quad (3.17)$$

$$m(H_2O) = 3 \cdot 10,891 \cdot \frac{18,016}{165,980} = 3,546 \text{ kg}$$

Cálculo de la masa del hidróxido de cobalto

$$m[Co(OH)_3] = m(Co_2O_3)[Co(OH)_3] + m(H_2O)[Co(OH)_3] \quad (3.18)$$

$$m[Co(OH)_3] = 10,891 + 3,546 = 14,437 \text{ kg}$$

Cálculo de la masa de agua total

$$m(H_2O)_{TOTAL} = m(H_2O)[Ni(OH)_2] + m(H_2O)[Fe(OH)_3] + m(H_2O)[Co(OH)_3] \quad (3.19)$$

$$m(H_2O)_{TOTAL} = 461,194 + 1,577 + 3,546 = 466,318 kg$$

Cálculo de la masa de otros que se encuentra en el CBN SECO.

$$m(Otros) = m(CBN, S) - m[Ni(OH)_2] - m[Fe(OH)_3] - m[Co(OH)_3] - m(NiCO_3) - m(NiSO_4)$$

$$m(Otros) = 4074,375 - 2371,146 - 6,238 - 14,437 - 538,101 - 629,004 = 515,449 kg$$

$$[kg] = kg - kg - kg - kg - kg - kg = [kg]$$

La composición racional del CBN SECO se muestra en el anexo (A3 – 1).

3.3.2 Composición racional del CBN HÚMEDO sin considerar las n moléculas de agua

El carbonato básico de níquel entra al horno con un alto porcentaje de húmeda, mientras los cálculos anteriores se realizaron para el seco, por tanto se necesita determinar la masa de agua libre contenido en la mena mediante la humedad dada en los datos para encontrar la masa real de la alimentación. La masa de agua externa que se encuentra en el CBN se calcula por la siguiente expresión matemática:

$$m(H_2O)(CBN, H) = m(CBN, H) - m(CBN, S) \quad (3.20)$$

Donde, $m(H_2O)_{EXT}$ – masa de agua libre contenido en el CBN húmedo, kg; $\%H_2O_{EXT}$ – humedad del mineral, %.

$$m(H_2O)(CBN, H) = 10865,000 - 4074,375 = 6790,625 kg$$

3.3.3 Composición racional del óxido de níquel en polvo (Polvillo)

El polvillo se determina mediante la relación másica entre el flujo de carbonato básico de níquel alimentado al horno. En la planta de calcinación de la empresa (NiECG), la relación entre el polvillo y el carbonato básico de níquel húmedo es de 4,0. Basando de esta relación se calcula el flujo de polvillo que alimenta al horno para la calcinación del CBN, y de acuerdo a los resultados obtenidos del análisis químico se realiza entonces el cálculo de la composición racional del polvillo.

$$m(NiO)_{POLVILLO} = \frac{m(CBN, H)}{R} \quad (3.21)$$

Donde, R- relación másica entre el carbonato básico de níquel y el polvillo, adimensional.

$$m(NiO)_{POLVILLO} = \frac{10865,000}{4} = 2716,250 kg$$

Cálculo de la masa de los elementos presentes en el polvillo.

$$m(Ni) = \frac{\%Ni \cdot m(NiO)_{POLVILLO}}{100}$$

$$m(Ni) = \frac{77,07 \cdot 2716,250}{100} = 2093,414 \text{ kg}$$

$$m(Co) = \frac{\%Co \cdot m(NiO)_{POLVILLO}}{100}$$

$$m(Co) = \frac{0,349 \cdot 2716,250}{100} = 9,480 \text{ kg}$$

$$m(Fe) = \frac{\%Fe \cdot m(NiO)_{POLVILLO}}{100}$$

$$m(Fe) = \frac{0,234 \cdot 2716,250}{100} = 6,356 \text{ kg}$$

$$m(S) = \frac{\%S \cdot m(NiO)_{POLVILLO}}{100}$$

$$m(S) = \frac{0,009 \cdot 2716,250}{100} = 0,244 \text{ kg}$$

$$m(O) = \left[\frac{m(Ni)}{MM(Ni)} + \frac{m(Co)}{MM(Co)} + \frac{m(Fe)}{MM(Fe)} \right] MM(O)$$

$$m(O) = \left[\frac{2093,414}{58,610} + \frac{9,480}{58,990} + \frac{6,356}{55,840} \right] \cdot 16,000 = 575,875 \text{ kg}$$

$$m(Otros)(NiO) = m(NiO)_{POLVILLO} - m(Ni) - m(Co) - m(Fe) - m(S) - m(O)$$

$$m(Otros)(NiO)_{POLVILLO} = 2716,250 - 2093,414 - 9,480 - 6,356 - 0,244 - 575,875 = 30,880 \text{ kg}$$

La composición racional del polvillo se muestra en el anexo (A3 – 2)

3.3.4 Composición racional del polvo

Según el balance de la planta, se considera que la calidad y la cantidad de polvillo que se alimenta al horno es igual al del polvo que sale al horno. Por lo tanto, las masas y los porcentajes de los elementos se quedan invariables.

3.3.5 Composición de los productos calcinados

A partir de los resultados de los experimentos realizados al producto mostrado en el anexo (A2 – 5), se realiza entonces la composición racional de los productos calcinados mediante la relación estequiométrica con el níquel calcinado.

Cálculo de la masa total de los productos calcinados

$$m(NiO_p)_{FINAL} = \frac{m(Ni)(CBN, S) \cdot 100\%}{\%Ni(NiO_p)_{FINAL}} \quad (3.22)$$

$$m(NiO_p)_{FINAL} = \frac{2004,593 \cdot 100}{77,37} = 2590,917 \text{ kg}$$

$$[kg] = \frac{\% \cdot kg}{\%} = [kg]$$

Cálculo de la masa de los elementos

$$m(\text{Ni})(\text{NiO}_p)_{\text{FINAL}} = m(\text{Ni})(\text{CBN}, S) = 2004,593 \text{ kg}$$

$$m(\text{Fe})(\text{NiO}_p)_{\text{FINAL}} = m(\text{Fe})(\text{CBN}, S) = 7,741 \text{ kg}$$

$$m(\text{Co})(\text{NiO}_p)_{\text{FINAL}} = m(\text{Co})(\text{CBN}, S) = 3,260 \text{ kg}$$

$$m(\text{S})(\text{NiO}_p)_{\text{FINAL}} = \frac{\%S \cdot m(\text{NiO}_p)_{\text{FINAL}}}{100}$$

$$m(\text{S})(\text{NiO}_p)_{\text{FINAL}} = \frac{0,002 \cdot 2590,917}{100} = 0,052 \text{ kg}$$

$$m(\text{O})(\text{NiO}_p)_{\text{FINAL}} = \left[\frac{m(\text{Ni})(\text{NiO}_p)_{\text{FINAL}}}{MM(\text{Ni})} + \frac{m(\text{Co})(\text{NiO}_p)_{\text{FINAL}}}{MM(\text{Co})} + \frac{m(\text{Fe})(\text{NiO}_p)_{\text{FINAL}}}{MM(\text{Fe})} \right] MM(\text{O})$$

$$m(\text{O})(\text{NiO}_p)_{\text{FINAL}} = \left[\frac{2004,593}{58,610} + \frac{7,741}{58,990} + \frac{3,260}{55,840} \right] \cdot 16,000 = 550,269 \text{ kg}$$

$$m(\text{Otros})(\text{NiO}_p)_{\text{FINAL}} = m(\text{NiO}_p)_{\text{FINAL}} - m(\text{Ni})(\text{NiO}_p)_{\text{FINAL}} - m(\text{Fe})(\text{NiO}_p)_{\text{FINAL}} - m(\text{Co})(\text{NiO}_p)_{\text{FINAL}} - m(\text{S})(\text{NiO}_p)_{\text{FINAL}} - m(\text{O})(\text{NiO}_p)_{\text{FINAL}}$$

$$m(\text{Otros})(\text{NiO}_p)_{\text{FINAL}} = 2590,917 - 2004,593 - 7,741 - 3,260 - 0,052 - 550,269 = 25,003 \text{ kg}$$

Cálculo de la masa de otros compuestos que se encuentre en el CBN

$$m(\text{Otros})(\text{CBN}, S)_{\text{FINAL}} + m(\text{Otros})(\text{NiO})_{\text{POLVILLO}} = m(\text{Otros})(\text{NiO})_{\text{FINAL}} + m(\text{Otros})(\text{NiO})_{\text{POLVO}}$$

$$m(\text{Otros})(\text{CBN}, S)_{\text{FINAL}} = m(\text{Otros})(\text{NiO})_{\text{FINAL}} + m(\text{Otros})(\text{NiO})_{\text{POLVO}} - m(\text{Otros})(\text{NiO})_{\text{POLVILLO}}$$

Al recordar que la masa de otros del polvillo es igual la masa de otros del polvo, por lo tanto la ecuación anterior se obtiene de la siguiente forma:

$$m(\text{Otros})(\text{CBN}, S)_{\text{FINAL}} = m(\text{Otros})(\text{NiO}_p)_{\text{FINAL}}$$

$$m(\text{Otros})(\text{CBN}, S)_{\text{FINAL}} = m(\text{Otros})(\text{NiO}_p)_{\text{FINAL}} = 25,003 \text{ kg}$$

La tabla de la composición racional de los productos se presenta en el anexo (A3 – 3).

3.3.6 Cálculo de la masa de n moléculas de agua

La masa de otros del producto es igual a la masa de otros del CBN seco al considerar nH_2O . Por consiguiente la masa de otros del CBN seco del epígrafe (3.3.1) será igual a la masa de otros del producto más la masa de nH_2O .

$$m(\text{Otros})(\text{CBN}, S)_{\text{INICIAL}} = m(\text{nH}_2\text{O})(\text{CBN}) + m(\text{Otros})(\text{NiO}_p)_{\text{FINAL}}$$

$$m(\text{nH}_2\text{O})(\text{CBN}) = m(\text{Otros})(\text{CBN}, S)_{\text{INICIAL}} - m(\text{Otros})(\text{NiO}_p)_{\text{FINAL}}$$

(3.23)

$$m(\text{nH}_2\text{O})(\text{CBN}) = 515,449 - 25,003 = 490,447 \text{ kg}$$

La composición racional del CBN seco real considerando las n moléculas de agua se muestra en el anexo (A3 – 4).

3.3.7 Composición racional de los gases tecnológicos

Los gases tecnológicos provienen de las reacciones químicas señaladas en el capítulo 1 ver las reacciones (3; 4; 5; 8; 9), a partir de estas transformaciones fisicoquímicas se empieza los cálculos de la masa de los gases tecnológicos:

Cálculo de la masa del dióxido de azufre.

$$m(S)_{G,T} = m(S)(CBN, H) - m(S)(NiO_P)_{FINAL} \quad (3.24)$$

$$m(S)_{G,T} = 130,380 - 0,052 = 130,328 kg$$

$$m(SO_2)_{G,T} = m(S)_{G,T} \cdot \frac{MM(SO_2)}{MM(S)} \quad (3.25)$$

$$m(SO_2)_{G,T} = 130,328 \cdot \frac{64,060}{32,060} = 260,412 kg$$

$$m(O)(SO_2)_{G,T} = m(SO_2)_{G,T} - m(S)(SO_2)_{G,T} \quad (3.26)$$

$$m(O)(SO_2)_{G,T} = 260,412 - 130,328 = 130,084 kg$$

Cálculo de la masa del vapor de agua

Se suma la masa de agua del CBN seco y la masa de agua externa que se encuentra la tabla (3.5) es igual a:

$$m(H_2O)_{G,T} = 7747,390 kg$$

Cálculo de la masa del dióxigeno que se desprende durante la calcinación del CBN seco.

$$m(O)(CBN, S) = m(O)_{G,T} + m(O)(NiO_P)_{FINAL} \quad (3.27)$$

$$m(O)(CBN, S) = m(O)(SO_2)_{G,T} + m(O)(CO_2)_{G,T} + m(O_2)_{G,T} + m(O)(NiO_P)_{FINAL}$$

$$m(O_2)_{G,T} = m(O)(CBN, S) - m(O)(SO_2)_{G,T} - m(O)(CO_2)_{G,T} - m(O)(NiO_P)_{FINAL}$$

$$m(O_2)_{G,T} = 892,153 - 130,084 - 145,163 - 550,269 = 66,637 kg$$

La masa total de los gases tecnológicos será entonces:

$$m(G, T) = m(CO_2)_{G,T} + m(SO_2)_{G,T} + m(H_2O)_{G,T} + m(O_2)_{G,T} \quad (3.28)$$

$$m(G, T) = 199,644 + 260,412 + 7747,390 + 66,637 = 8274,083 kg$$

Cálculo de los volúmenes de los gases tecnológicos a condiciones normales (T, P = cte.)

- Volumen del dióxido de carbono

$$V(\text{CO}_2) = V_o \cdot \frac{m(\text{CO}_2)}{MM(\text{CO}_2)} \quad (3.29)$$

$$V(\text{CO}_2) = 22,4 \cdot \frac{199,644}{44,010} = 101,614 \text{ m}^3$$

$$[m^3] = L \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \frac{\text{kg}}{\text{g} \cdot \text{mol}^{-1}} = 10^{-3} \text{ m}^3 \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \frac{10^3 \text{ g}}{\text{g} \cdot \text{mol}^{-1}} = [m^3]$$

▪ **Volumen del dióxido de azufre**

$$V(\text{SO}_2) = V_o \cdot \frac{m(\text{SO}_2)}{MM(\text{SO}_2)} \quad (3.30)$$

$$V(\text{SO}_2) = 22,4 \cdot \frac{260,412}{64,060} = 91,059 \text{ m}^3$$

▪ **Volumen del vapor de agua obtenido**

$$V(\text{H}_2\text{Ov}) = V_o \cdot \frac{m(\text{H}_2\text{Ov})}{MM(\text{H}_2\text{O})} \quad (3.31)$$

$$V(\text{H}_2\text{Ov}) = 22,4 \cdot \frac{7747,390}{18,016} = 9632,634 \text{ m}^3$$

▪ **Volumen del oxígeno obtenido durante la calcinación del CBN SECO**

$$V(\text{O}_2) = V_o \cdot \frac{m(\text{O}_2)}{MM(\text{O}_2)}$$

$$V(\text{O}_2) = 22,4 \cdot \frac{66,637}{32,00} = 46,646 \text{ m}^3$$

El volumen total de los gases tecnológicos será entonces:

$$V(G,T) = V(\text{CO}_2)_{G,T} + V(\text{SO}_2)_{G,T} + V(\text{H}_2\text{Ov})_{G,T} + V(\text{O}_2)_{G,T} \quad (3.32)$$

$$V(G,T) = 101,614 + 91,059 + 9632,634 + 46,646 = 9871,952 \text{ m}^3$$

La tabla de la composición racional de los gases tecnológicos se muestra en el anexo (A3 – 5).

BALANCE DE MASA SIN CONSIDERAR EL POLVILLO, NI EL POLVO, NI LA COMBUSTIÓN DEL FUE OIL, NI EL VAPOR DE PULVERIZACIÓN

$$m(\text{CBN}, H) = m(\text{NiO}_P)_{\text{FINAL}} + m(\text{Gases, tecnológicos})$$

$$10865,000 = 2590,917 + 8274,083$$

$$10865,000 = 10865,000$$

$$[kg] = [kg]$$

BALANCE DE MASA SIN CONSIDERAR LA COMBUSTIÓN DEL FUE OIL Y EL VAPOR DE
PULVERIZACIÓN

$$m(\text{CBN}, H) + m(\text{NiO})_{\text{POLVILLO}} = m(\text{NiO}_p)_{\text{FINAL}} + m(\text{NiO})_{\text{POLVO}} + m(\text{Gases, tecnológicos})$$

$$10865,000 + 2716,250 = 2590,917 + 2716,250 + 8274,083$$

$$13581,250 = 13581,250$$

El balance de masa del proceso de calcinación para una hora y mediciones experimentales sin considerar la combustión del fuel oil y el vapor de pulverización se muestra en el anexo (A3 – 6 y A3 - 7); donde se puede apreciar el cumplimiento de la ley de conservación de la masa y la materia.

3.3.8 Composición racional de la combustión del Fuel Oil

Para realizar la composición racional de la combustible del fuel oil se tomaron los datos de las mediciones mostradas en el anexo (A2 - 11), 1048,820 t/h del consumo de Fuel Oil, 4185,050 m³/h del aire primario, 2075,556 m³/h del aire secundario que corresponde a una productividad de 10865,000 kg/h. Los cálculos de la combustión del Fuel Oil se muestran en el anexo (A3 – 8).

- **La potencia térmica requerida del combustible**

En el anexo (A2 - 11) se muestran las características físicas del Fue Oil utilizado, donde se muestra también la potencia térmica requerida del combustible en kcal/kg.

- **Determinación de la cantidad de aire teórica**

Las principales transformaciones físicoquímicas que ocurren



Composición racional del Fue Oil.

$$m(\text{C}) = \frac{\%C \cdot m(x)_{\text{FUE OIL}}}{100}$$

$$m(\text{C}) = \frac{87,22 \cdot 1048,820}{100} = 914,780 \text{ kg}$$

$$[\text{kg}] = \frac{\% \cdot \text{kg}}{\%} = [\text{kg}]$$

$$m(\text{S}) = \frac{\%S \cdot m(x)_{\text{FUE OIL}}}{100}$$

$$m(\text{S}) = \frac{2,00 \cdot 1048,820}{100} = 20,976 \text{ kg}$$

$$m(\text{H}) = \frac{\%H \cdot m(x)_{\text{FUE OIL}}}{100}$$

$$m(\text{H}) = \frac{10,50 \cdot 1048,820}{100} = 110,126 \text{ kg}$$

$$m(O) = \frac{\%O \cdot m(x)_{FUE OIL}}{100}$$

$$m(O) = \frac{0,1 \cdot 1048,820}{100} = 1,05 \text{ kg}$$

$$m(A) = \frac{\%A \cdot m(x)_{FUE OIL}}{100}$$

$$m(A) = \frac{0,08 \cdot 1048,820}{100} = 0,84 \text{ kg}$$

$$m(N) = \frac{\%N \cdot m(x)_{FUE OIL}}{100}$$

$$m(N) = \frac{0,1 \cdot 1048,820}{100} = 1,05 \text{ kg}$$

$$m(W) = \frac{\%W \cdot m(x)_{FUE OIL}}{100}$$

$$m(W) = \frac{0,00 \cdot 1048,820}{100} = 0,00 \text{ kg}$$

▪ **Cálculo de la cantidad y composición de los productos de la combustión**

A partir de las reacciones {[3.1], [3.2], [3.3]}, se determina la cantidad de CO₂, H₂O y SO₂ durante el proceso combustión.

Cálculo de la cantidad de CO₂ que se desprende al combustionar el Fuel Oil

De acuerdo con la transformación fisicoquímica [3.1], se plantea la siguiente relación estequiométrica.

$$m(CO_2)_{G,C} = m(C) \cdot \frac{MM(CO_2)}{MM(C)} \quad (3.34)$$

$$m(CO_2)_{G,C} = 914,781 \cdot \frac{44,010}{12,010} = 3352,166 \text{ kg}$$

$$[kg] = kg \cdot \frac{g \cdot mol^{-1}}{g \cdot mol^{-1}} = [kg]$$

$$m(O)(CO_2) = m(CO_2) - m(C)(CO_2)$$

$$m(O)(CO_2) = 3352,166 - 914,781 = 2437,385 \text{ kg}$$

$$[kg] = kg - kg = [kg]$$

Cálculo de la masa de vapor de agua que se desprende durante la combustión

De acuerdo con la transformación fisicoquímica [3.2], se plantea la siguiente relación estequiométrica.

$$m(H_2O)_{G,C} = m(H_2) \cdot \frac{MM(H_2O)}{MM(H_2)} + m(W)_{FUE OIL} \quad (3.35)$$

$$m(H_2O)_{G,C} = 110,126 \cdot \frac{18,016}{2,016} + 0,00 = 984,142 \text{ kg}$$

$$m(O)(H_2O) = m(H_2O) - m(H_2)(H_2O)$$

$$m(O)(H_2O) = 984,142 - 110,126 = 874,016 \text{ kg}$$

Cálculo de la masa de dióxido de azufre que se desprende durante la combustión

De acuerdo con la transformación fisicoquímica [3.3], se plantea la siguiente relación estequiométrica.

$$m(SO_2)_{G,C} = m(S) \cdot \frac{MM(SO_2)}{MM(S)} \quad (3.36)$$

$$m(SO_2)_{G,C} = 20,976 \cdot \frac{64,060}{32,060} = 41,913 \text{ kg}$$

$$m(O)(SO_2) = m(SO_2) - m(S)(SO_2)$$

$$m(O)(SO_2) = 41,913 - 20,976 = 20,937 \text{ kg}$$

Cálculo de los volúmenes de los gases de combustible a condiciones normales (T, P = cte.)**▪ Volumen del dióxido de carbono**

$$V(CO_2) = V_o \cdot \frac{m(CO_2)}{MM(CO_2)} \quad (3.37)$$

$$V(CO_2)_{G,C} = 22,4 \cdot \frac{3352,166}{44,010} = 1706,169 \text{ m}^3$$

▪ Volumen del dióxido de azufre

$$V(SO_2)_{G,C} = V_o \cdot \frac{m(SO_2)}{MM(SO_2)} \quad (3.38)$$

$$V(SO_2)_{G,C} = 22,4 \cdot \frac{41,913}{64,060} = 14,656 \text{ m}^3$$

▪ Volumen del vapor de agua obtenido

$$V(H_2Ov) = V_o \cdot \frac{m(H_2Ov)}{MM(H_2O)} \quad (3.39)$$

$$V(H_2Ov) = 22,4 \cdot \frac{984,142}{18,016} = 1223,622 \text{ m}^3$$

▪ Volumen del oxígeno en el fuel oil

$$V(O_2)_{G,C} = V_o \cdot \frac{m(O_2)}{MM(O_2)} \quad (3.40)$$

$$V(O_2)_{G,C} = 22,4 \cdot \frac{1,049}{32,00} = 0,734 \text{ m}^3$$

▪ Volumen del nitrógeno en el Fuel Oil

$$V(N_2)_{G,C} = V_o \cdot \frac{m(N_2)}{MM(N_2)} \quad (3.41)$$

$$V(N_2)_{G,C} = 22,4 \cdot \frac{1,049}{28,014} = 0,839 \text{ m}^3$$

El volumen total de los gases de combustión será entonces:

$$V(G,C) = V(CO_2)_{G,C} + V(SO_2)_{G,C} + V(H_2Ov)_{G,C} + V(O_2)_{G,C} + V(N_2)_{G,C} \quad (3.42)$$

$$V(G,C) = 1706,169 + 14,656 + 1223,622 + 0,734 + 0,839 = 2946,02 \text{ m}^3$$

Los resultados de los cálculos anteriores se muestran en el anexo (A3 - 9).

- **Determinación de la cantidad de aire práctico**

Basándose de las mediciones de aire y el fuel oil correspondientes, se calcula el aire práctico por esta expresión:

$$L_a = \frac{V(aire)_{primero} + V(aire)_{secundario}}{m(Fuel Oil)} \quad (3.43)$$

$$L_a = \frac{4185,050 + 2075,556}{1048,82} = 5,969 \text{ m}^3 \cdot \text{kg}^{-1}$$

$$[m^3 \cdot \text{kg}^{-1}] = \frac{m^3 \cdot h^{-1} + m^3 \cdot h^{-1}}{\text{kg} \cdot h^{-1}} = \frac{(m^3 + m^3) \cdot h^{-1}}{\text{kg} \cdot h^{-1}} = \frac{m^3 \cdot h^{-1}}{\text{kg} \cdot h^{-1}} = [m^3 \cdot \text{kg}^{-1}]$$

- **Determinación de la cantidad teórica de aire**

La cantidad práctica de aire es igual al producto de la cantidad de aire teórico por un coeficiente de exceso del mismo. En todos los aires que se inyectan para la combustión del fuel Oil solo se queda 1,25 % de exceso de aires. Se calcula por la siguiente fórmula matemática.

$$L_o = \frac{L_a}{\alpha} \quad (3.44)$$

Donde, α - coeficiente de exceso de aire

$$L_o = \frac{5,969}{1,25} = 4,775 \text{ m}^3 / \text{kg}$$

- **Determinación del aire faltante para completar el aire secundario.**

El aire faltante para contemplar la combustión del fuel oil es el $(\alpha-1)$ del aire total que se debe inyectar junto con el aire secundario. Se calcula por la siguiente expresión:

$$V(aire)_{faltante} = V(aire)_{Total} \cdot (\alpha - 1) = [V(aire)_{primario} + V(aire)_{secundario}] \cdot (\alpha - 1)$$

$$V(aire)_{faltante} = [4185,050 + 2075,556] \cdot (1,25 - 1) = 1565,151 \text{ m}^3$$

El exceso de aire se inyecta junto con el aire secundario para completar la combustión de fuel oil, entonces el flujo de aire secundario sería igual $3640,707 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, por lo que significa que la cantidad aire práctico es igual (**$7,461 \text{ m}^3/\text{kg}$**) y un aire teórico de ($7,106 \text{ m}^3/\text{kg}$). Estos cálculos son realizados considerando las mediciones experimentales de los flujos entrantes al horno.

- **Determinación de la cantidad aire necesario para completar la combustión del fuel oil sin considerar la medición.**

La cantidad de aire práctico del sistema se aprecia insuficiente por la combustión de fuel oil, por lo que surge la necesidad en determinar el aire extras que inyecta junto con el vapor de pulverización.

Basándose del resultado del aire práctico calculado por la medición y el aire práctico calculado para contemplar la combustión del fue oil (se muestra en A3 – 9a). Se plantea el balance de aire del sistema:

$$L(\text{aire})_{\text{ext}} = L_{a_m} - L_{a_c} \quad (3.44.1)$$

Donde,

L_{a_m} – aire práctico calculado para contemplar la combustión del fuel oil, se toma el valor en el anexo (A3 – 8a), es igual: $13,407 \text{ m}^3/\text{kg}$,

L_{a_c} – aire práctico calculado por la medición, es igual a: $5,969 \text{ m}^3/\text{kg}$

$$L(\text{aire})_{\text{ext}} = 13,407 - 5,969 = 7,438 \text{ m}^3 / \text{kg}$$

Al multiplicar por la masa del fue oil, se obtiene el volumen de aire restante para completar la combustión del fue oil:

$$V(\text{aire})_{\text{ext}} = L(\text{aire})_{\text{ext}} \cdot m(\text{Fuel Oil}) = 7,438 \cdot 1048,820 = 7801,123 \text{ m}^3$$

$$[m^3] = \frac{m^3}{kg} \cdot kg = [m^3]$$

Por lo tanto, el aire práctico real será: $13,407 \text{ m}^3/\text{kg}$.

3.3.9 Composición racional de los aires entrantes al horno

A partir de la concentración del dióxido de carbono y del dióxígeno se determina el volumen total de los gases salientes al horno. Y luego se aplica la ley de contenido para determinar los volúmenes de los otros gases (H_2O , SO_2 , O_2 , N_2).

A la productividad dada por la planta de calcinación de $10,865 \text{ t/h}$ coincide a los flujos del aire primario de $4185,050 \text{ m}^3/\text{h}$ y del aire secundario de $2075,556 \text{ m}^3/\text{h}$. El flujo de vapor de

agua de pulverización es desconocido por la planta de calcinación y la planta de Termoeléctrica. En el cálculo de balance de los gases se realizará por la primera vez el cálculo del vapor de agua mediante la ingeniería de detalle. Y también en esta sección se considerará un estudio meteorológico donde se explicará la naturaleza del aire en función del tiempo, el estudio realizado por la división América de la empresa especializado en auditorías ambientes CESIGMA S.A 2004, en Perry's (Section 12, psychrometry; Humidity chart for air water vapor mixtures) se encontró una mapa (ver figura 3.1) donde se muestra el gráfico del proceso de secado del aire seco se interpola el contenido de húmeda en el aire seco a la temperatura de 86 °F sea 30 °C del gráfico de la húmeda relativa de 70%. Y luego se consultó (Castaño F. et al, 2010) la Revista de Iberoamericana de Automática e Informática Industrial (RIAI) donde se hizo un amplio estudio sobre la modelación matemático de los Secadores Rotatorios en Isocorriente en su modelado se trabajó con un rango de contenido de humedad en el aire seco [0,001 (kg vapor/kg aire seco); 0,01 (kg vapor/kg aire seco)]. Para la composición racional de los aires primario y secundario se trabajará con el 0,002 (kg vapor/kg aire seco).

Basándose sobre este estudio se determinar la humedad del aire primario y del aire secundario. En el desarrollo de los cálculos se expone la composición química másico del aire: 0,2 % H₂O, 23,0%O₂, 76,8%N₂ y la composición química volumétrica: 0,4 % H₂O, 21,0%O₂, 78,6%N₂ En transcurso de la jornada, la disminución de la humedad lleva consigo la variación de la concentración del oxígeno y del nitrógeno.

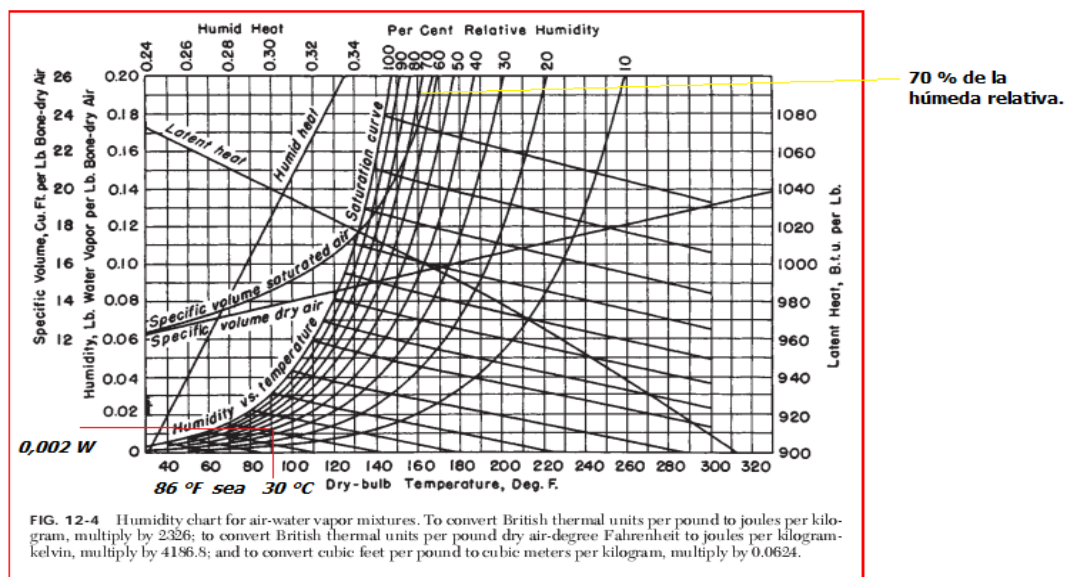


Figura 3.1: Mapa de proceso de secado del aire.

3.3.9.1 Composición racional del aire considerando las mediciones experimentales**Composición racional volumétrica de los aires a condiciones reales****▪ Aire primario**

$$V(O_2)_{primario} = \frac{V(aire)_{primario} \cdot y(O_2)_{primario}}{100} \quad (3.45)$$

$$V(O_2)_{primario} = \frac{4185,050 \cdot 21}{100} = 878,860 m^3$$

$$[m^3] = \frac{m^3 \cdot \%}{\%} = [m^3]$$

$$V(H_2O)_{primario} = \frac{V(aire)_{primario} \cdot y(H_2O)_{primario}}{100} \quad (3.46)$$

$$V(H_2O)_{primario} = \frac{4185,050 \cdot 0,4}{100} = 16,824 m^3$$

$$V(N_2)_{primario} = \frac{V(aire)_{primario} \cdot y(N_2)_{primario}}{100} \quad (3.47)$$

$$V(N_2)_{primario} = \frac{4185,050 \cdot 78,6}{100} = 3289,365 m^3$$

▪ Aire secundario

$$V(O_2)_{secundario} = \frac{V(aire)_{secundario} \cdot y(O_2)_{secundario}}{100} \quad (3.48)$$

$$V(O_2)_{secundario} = \frac{2075,556 \cdot 21,0}{100} = 435,867 m^3$$

$$V(H_2O)_{secundario} = \frac{V(aire)_{secundario} \cdot y(H_2O)_{secundario}}{100} \quad (3.49)$$

$$V(H_2O)_{secundario} = \frac{2075,556 \cdot 0,4}{100} = 8,344 m^3$$

$$V(N_2)_{secundario} = \frac{V(aire)_{secundario} \cdot y(N_2)_{secundario}}{100} \quad (3.50)$$

$$V(N_2)_{secundario} = \frac{2075,556 \cdot 78,6}{100} = 1631,346 m^3$$

▪ Aire faltante

$$V(O_2)_{faltante} = \frac{V(aire)_{faltante} \cdot y(O_2)_{faltante}}{100} \quad (3.51)$$

$$V(O_2)_{faltante} = \frac{1565,151 \cdot 21,0}{100} = 328,682 m^3$$

$$V(H_2O)_{fal\ tan\ te} = \frac{V(aire)_{fal\ tan\ te} \cdot y(H_2O)_{fal\ tan\ te}}{100} \quad (3.52)$$

$$V(H_2O)_{fal\ tan\ te} = \frac{1565,151 \cdot 0,4}{100} = 6,292\ m^3$$

$$V(N_2)_{fal\ tan\ te} = \frac{V(aire)_{fal\ tan\ te} \cdot y(N_2)_{fal\ tan\ te}}{100} \quad (3.53)$$

$$V(N_2)_{fal\ tan\ te} = \frac{1565,151 \cdot 78,6}{100} = 1230,178\ m^3$$

Los resultados de la composición racional de los aires inyectados al horno para combustión completa del Fuego Óil se muestran en el anexo (A3 – 10).

Composición racional volumétrica de los aires a condiciones normales

Se convierte estos volúmenes reales en volúmenes normales, para realizar esta conversión se multiplica cada fila del anexo (A3 – 10) por $\left(\frac{273}{30 + 273}\right)$ se obtiene entonces:

Los resultados del cálculo de conversión de los volúmenes reales en volúmenes normales de los aires se muestran en el anexo (A3 – 11)

Donde 30 - temperatura de entrada de los aires en el horno, °C.

Composición racional másica de los aires a condiciones normales

Se convierte el volumen normal de los compuestos presentes en los aires multiplicando por sus masas molares y dividiendo por el volumen molar estándar de los gases (22,4 m³/kmol).

En el anexo (A3 – 11), se muestran los resultados de la composición racional másica de los aires y donde se precia la distribución de los aires en el horno. El aire primero tiene un flujo másico de 4918,289 kg/h, 2439,203 kg/h del flujo de aire secundario y 1839,373 kg/h de aire faltante. Y también se puede observar el cumplimiento de los contenidos en ellos.

3.3.9.2 Composición racional del aire sin considerar las mediciones experimentales

La composición racional del aire sin considerar las mediciones experimentales realiza sobre la basa de cuantificar los flujos de aires que entran para realizar la combustión del fuel oil.

En este caso, se realizará a continuación la composición racional volumétrica y másica del aire extras calculado en el epígrafe 3.3.9 donde se obtuvo un flujo de aire extras de 7801,123 m³.

Se mantiene la composición racional del aire primario y secundario, solo no se considera el flujo de aire en exceso.

Composición racional del 7801,123 m³ de aire que se inyecta junto con el vapor.

$$V(O_2)_{aire+VP} = \frac{V(aire)_{aire+VP} \cdot y(O_2)_{aire+VP}}{100} \quad V(O_2)_{aire+VP} = \frac{7801,123 \cdot 21,0}{100} = 1638,236 \text{ m}^3$$

La masa de O₂ será entonces: 2340,337 kg

$$V(H_2O)_{aire+VP} = \frac{V(aire)_{aire+VP} \cdot y(H_2O)_{aire+VP}}{100} \quad V(H_2O)_{aire+VP} = \frac{7801,123 \cdot 0,4}{100} = 31,204 \text{ m}^3$$

La masa de H₂O será entonces: 25,010 kg

$$V(N_2)_{aire+VP} = \frac{V(aire)_{aire+VP} \cdot y(N_2)_{aire+VP}}{100} \quad V(N_2)_{aire+VP} = \frac{7801,123 \cdot 78,6}{100} = 6131,683 \text{ m}^3$$

La masa de N₂ será entonces: 7668,683 kg

Cálculo de la masa del vapor de pulverización que se inyecta junto con el aire extras



A partir de esta reacción química se calcula la masa del vapor de pulverización por la relación estequiométrica. A continuación se plantea ecuación de cálculo del vapor:

$$m(VP) = m(O_2)_{aire+VP} \cdot \frac{MM(H_2O)}{0,5 \cdot MM(O_2)} = 2340,337 \cdot \frac{18,016}{0,5 \cdot 32} = 2635 \text{ kg}$$

El aire extras y vapor son inyectado a una presión de 9,50 at, por lo que corresponde a una densidad de vapor de saturación de 4,795 kg/m³. Se toma la densidad del vapor en (Pavlov, 1981).

$$\text{El volumen de vapor a la presión de 9,50 at será: } \frac{m(VP)}{\rho_{VP}} = \frac{2635}{4,795} = 550 \text{ m}^3$$

Al conocer el vapor de pulverización se realiza entonces la composición racional general del aire.

- ❖ El volumen total de oxígeno que se entra en la combustión

$$V(O_2)_{aire} = V(O_2)_{primario} + V(O_2)_{secundario} + V(O_2)_{aire+VP} = 878,860 + 435,867 + 1638,236 = 2952,963 \text{ m}^3$$

- ❖ El volumen total de nitrógeno

$$V(N_2)_{aire} = V(N_2)_{primario} + V(N_2)_{secundario} + V(N_2)_{aire+VP} = 3289,365 + 1631,346 + 6131,683 = 11052,394 \text{ m}^3$$

- ❖ El volumen total de nitrógeno

$$V(N_2)_{aire} = V(N_2)_{primario} + V(N_2)_{secundario} + V(N_2)_{aire+VP} = 3289,365 + 1631,346 + 6131,683 = 11052,394 \text{ m}^3$$

- ❖ El volumen total de vapor de agua

$$V(H_2O)_{aire} = V(H_2O)_{primario} + V(H_2O)_{secundario} + V(H_2O)_{aire+VP} = 16,824 + 8,344 + 31,204 = 56,372 m^3$$

❖ El volumen de vapor de pulverización

$$V(VP)_{aire} = 550 m^3$$

3.3.10 Composición racional de los gases salientes

3.3.10.1 Composición de los gases salientes sin considerar el vapor de pulverización considerando las mediciones experimentales

Para la realización del balance de los gases salientes sin considerar el vapor de pulverización, Se realiza el balance basándose en las particularidades del proceso de combustión del fuel oil en el quemador con una mezcla de aire y vapor de agua, además del aire secundario que se alimenta al horno y los gases obtenidos mediante la deshidratación y la calcinación del CBN húmedo como se observa en la figura (3.1).

Los gases salientes están compuesto por:

- gases tecnológicos (ver el anexo A3 – 5)
- gases de la combustión (ver el anexo A3 – 8)
- exceso de aire (O_2 libre).

Cálculo de la masa total dióxido de carbono.

$$m(CO_2)_T = m(CO_2)_{G,T} + m(CO_2)_{G,C} \quad m(CO_2)_T = 199,644 + 3352,166 = 3551,81 kg$$

Cálculo de la masa total dióxido de azufre.

$$m(SO_2)_T = m(SO_2)_{G,T} + m(SO_2)_{G,C} \quad m(SO_2)_T = 260,412 + 41,913 = 302,325 kg$$

Cálculo de la masa total dióxigeno libre

$$m(O_2)_{libre} = m(O_2)_{exceso} + m(O_2)_{G,T} + m(O_2)_{Fue Oil} \quad m(O_2)_{libre} = 423,056 + 66,637 + 1,049 = 490,741 kg$$

Cálculo de la masa total dinitrógeno.

$$m(N_2)_T = m(N_2)_{G,C} + m(N_2)_{primario} + m(N_2)_{secundario} + m(N_2)_{exceso}$$
$$m(N_2)_T = 1,049 + 3777,246 + 1873,308 + 1412,638 = 7064,241 kg$$

Cálculo de la masa total agua sin considerar el vapor de pulverización

$$m(H_2O)_T = m(H_2O)_{faltante} + m(H_2O)_{primario} + m(H_2O)_{secundario} + m(H_2O)_{G,T} + m(H_2O)_{comb}$$

$$m(H_2O)_T = 18,394 + 16,824 + 8,344 + 7747,390 + 994,787 = 8785,739 kg$$

En el anexo (A3 – 12) se muestra la tabla, los resultados de la composición racional de los gases salientes al horno sin considerar el vapor de pulverización.

3.3.10.2 Composición racional de los gases salientes considerar el vapor de pulverización y sin considerar las mediciones experimentales

Cálculo de la masa total dióxigeno libre

$$m(O_2)_{libre} = m(O_2)_{libre+comb} + m(O_2)_{G,T}$$

Donde,

$m(O_2)_{libre+comb}$ – la masa de oxígeno libre obtenido de la combustión, se toma del anexo A3 – 9a, es igual a: 832,822 kg.

$$m(O_2)_{libre} = 832,822 + 66,637 = 899,459 \text{ kg}$$

Cálculo de la masa total dinitrógeno.

$$m(N_2)_T = m(N_2)_{libre+comb} = 13941,771 \text{ kg}$$

Donde,

$m(O_2)_{libre+comb}$ – la masa de nitrógeno libre obtenido de la combustión, se toma del anexo A3 – 9a, es igual a: 13941,771 kg.

Cálculo de la masa total agua sin considerar el vapor de pulverización

$$m(H_2O)_T = m(H_2O)_{comb} + m(H_2O)_{G,T} + m(H_2O)_{VP}$$

Donde,

$m(O_2)_{libre+comb}$ – la masa de agua obtenido de la combustión, se toma del anexo A3 – 9a, es igual a: 994,787 kg.

$$m(H_2O)_T = 994,787 + 7747,390 + 2635 = 11377,177 \text{ kg}$$

En el anexo (A3 – 12a) se muestra la tabla, los resultados de la composición racional de los gases salientes al horno sin considerar el vapor de pulverización.

3.3.11 Tabla preliminar del balance de masa del proceso de calcinación

BALANCE : EYAT.SA - [Balance de masa del proceso calcinación del carbonato básico de níquel]													
Archivos Ayuda Salir Información													
BALANCE DE MASA SIN CONSIDERAR EL VAPOR DE PULVERIZACIÓN DEL PROCESO DE CALCINACIÓN: " BMPC "													
ENTRADA													
	Ni	Co	Fe	S	O	C	H ₂ O	N	H	A	Otros	Total (kg)	Total (%)
2NiCO ₃ ·3Ni(OH) ₂ ·NiSO ₄ ·nH ₂ O	2004,592	7,741	3,26	130,38	892,153	54,481	7747,389				25,002	10865	45,6
NiO en Polvo	2093,414	9,86	6,356	0,244	575,979						30,397	2716,25	11,4
Fue Oil				20,976	1,049	914,781	0	1,049	110,126	0,839		1048,82	4,402
Aire					2115,28		18,394	7063,192				9196,866	38,599
Total (kg)	4098,006	17,601	9,616	151,6	3584,461	969,262	7765,783	7064,241	110,126	0,839	55,399	23826,934	100
SALIDA													
Productos calcinados	2004,592	7,741	3,26	0,052	550,269					0,839	25,002	2591,755	10,877
NiO en Polvo	2093,414	9,86	6,356	0,244	575,979						30,397	2716,25	11,4
Gases salientes				151,356	2458,213	969,262	7765,783	7064,241	110,126			18518,981	77,723
Total (kg)	4098,006	17,601	9,616	151,6	3584,461	969,262	7765,783	7064,241	110,126	0,839	55,399	23826,934	
Total (%)	17,199	0,074	0,04	0,636	15,044	4,068	29,648	32,592	0,462	0,004	0,233		100

En esta tabla se observa los resultados de balance de masa sin considerar el vapor de pulverización.

Los flujos entrantes:

45,6 % CBN, 11,4 % Polvillo, 4,4 % Fue Oil, 38,6 % Aire.

Como se aprecia el mayor aporte es el CBN, donde en los 45,6 % que el CBN solo el agua libre ocupa 62,5 % y el resto ocupa el carbonato seco.

El segundo aporte es el aire que se inyecta para combustionar el fuel Oil. Este alto aporte es debido por el alto consumo de combustible.

El tercero mayor aporte es el polvillo, este último no altera ningún parámetro técnico, es nuevamente recirculado al sistema.

Los flujos salientes:

10,8 % NiOp, 11,3 % Polvo y 77,9 % Gases salientes.

El principal flujo saliente es el de los gases, ocupa 77,9 % de los flujos de salida. Este alto volumen de los gases es debido de la humedad del CBN y los productos de la combustión del fuel oil.

3.2 Balance de energía del Horno de Calcinación considerando las mediciones experimentales

3.2.1 Acápites de entrada

1) Calor aportado por el carbonato básico de níquel más el polvillo

$$Q_1 = m(\text{CBN}, S) \cdot C_p(\text{CBN}, S) \cdot t_e^{\text{CBN}} + m(\text{polvillo}) \cdot C_p(\text{polvillo}) \cdot t_e^{\text{polvillo}} \quad (3.53)$$

Donde:

$m(\text{CBN}, S)$ – masa del CBN seco, kg; $m(\text{polvillo})$ – masa de polvillo, kg;

$C_p(\text{CBN}, S)$; $C_p(\text{polvillo})$ – capacidades caloríficas media ponderada del CBN seco y el polvillo, respectivamente, en $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$;

$t_e^{\text{CBN}, S}$; t_e^{polvillo} – temperaturas de entrada del CBN y del polvillo, respectivamente, en $^\circ\text{C}$.

Se sustituye los valores de la temperatura del CBN y las C_p en la ecuación (3.53):

$$Q_1 = 4074,375 \cdot 1,611 \cdot 80 + 2716,251 \cdot 1,322 \cdot 80 = 812376,156 \text{ kJ}$$

$$[\text{kJ}] = \text{kg} \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot ^\circ\text{C} + \text{kg} \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot ^\circ\text{C} = [\text{kJ}]$$

Las capacidades caloríficas media ponderadas del carbonato y el polvillo son determinadas por ponderación, los resultados de los cálculos de las mismas se muestran en el anexo (A3 – 13, 14).

2) Calor físico aportado por la combustión del combustible

$$Q_2 = Q_M^T \cdot m(\text{Fue Oil}) \quad (3.54)$$

Donde,

Q_M^T - Potencia térmica menor del combustible de trabajo kJ/kg . Se toma del pasaporte del Fue Oil se muestra en el anexo (A2 - 11): $39842,750 \text{ kJ/kg}$.

$m(\text{Fue Oil})$ - masa de fue oil, se toma en el epígrafe (2.4.2.2): es igual a: $1048,820 \text{ kg}$.

$$Q_2 = 39842,750 \cdot 1048,820 = 41787873,055 \text{ kJ}$$

$$\text{kJ} = \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \cdot \text{kg}$$

$$[\text{kJ}] = [\text{kJ}]$$

3) Calor aportado por el aire primario y secundario, destinados a la combustión del combustible a 30°C :

$$Q_3 = L_a \cdot m(\text{Fue Oil}) \cdot C_p(\text{aire}) \cdot t_{\text{aire}} \quad (3.55)$$

Donde,

La – cantidad de aire práctico, se toma del epígrafe 3.3.9 de la ecuación (3.44.1), igual a: 7,641 m³/kg;

C_{p(a)} - Capacidad calorífica media específica de aire, se toma en el anexo (A2 - 11), es igual a: 1,305 kJ/(m³·°C);

ta – temperatura absoluta del aire, es tomada del anexo (A2 - 11), 30 °C.

$$Q_3 = 7,461 \cdot 1048,820 \cdot 1,305 \cdot 30 = 313749,416 \text{ kJ}$$

$$kJ = \frac{m^3}{kg} \cdot kg \cdot \frac{kJ}{m^3 \cdot ^\circ C} \cdot ^\circ C$$
$$[kJ] = [kJ]$$

4) Calor físico aportado por el fuel oil precalentado hasta 117 °C.

$$Q_4 = C_{PC} \cdot m(\text{Fuel Oil}) \cdot t_C \quad (3.56)$$

Donde,

C_{PC} - Capacidad calorífica media específica de combustible, kJ/(kg·°C), se toma en el anexo (A2 – 11): es igual a: 2,1 kJ/(kg·°C).

t_C – temperatura de entrada de combustible, °C.

$$Q_4 = 2,1 \cdot 1048,820 \cdot 117 = 257695,062 \text{ kJ}$$

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

5) Calor aportado por el vapor de pulverización

$$Q_5 = m(VP) \cdot i(VP) \quad (3.57)$$

Donde,

m(VP) – masa del vapor de pulverización, kg;

i(VP) – entalpia específica del vapor pulverización a la presión de tiro y a la temperatura de saturación del vapor, kJ/kg. A partir (Pavlov F.K, 1981), se toma el valor de la entalpía específica del vapor de agua de pulverización a: 2781 kJ/kg a P = 9,5 at y t = 175,50 °C

$$Q_5 = m(VP) \cdot 2781$$

$$[kJ] = kg \cdot \frac{kJ}{kg} = [kJ]$$

Por lo tanto el calor total de entrada al horno será:

$$Q^E = \sum_{i=1}^n Q^E_n = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + m(VP) \cdot i(VP)$$

$$Q^E = \sum_{i=1}^n Q^E_n = 43171693689 + 2781 \cdot m(VP) \quad (3.57.1)$$

3.2.2 Acápites de salida

CALOR UTIL

La energía que necesita consumir la carga para convertirse en producto se determina por los índices siguientes

6) Calor físico del CBN seco y el polvillo a la salida de la zona de cadenas

$$Q_6 = [m(C.B.N, S) \cdot C_p(C.B.N, S) + m(polvillo) \cdot C_p(polvillo)] \cdot t_s^{P,ZD} \quad (5.58)$$

donde,

$C_p(CBN, S)$; $C_p(polvillo)$ – Capacidades caloríficas media ponderada del CBN seco y del polvillo, respectivamente, $kJ \cdot (kg \cdot ^\circ C)^{-1}$. Se muestran los cálculos de las capacidades caloríficas medias ponderadas del CBN seco y del polvillo en el anexo (A3 – 13, 15), se obtuvieron: $C_p(CBN, S) = 1,610 \text{ kJ} \cdot (kg \cdot ^\circ C)^{-1}$; $C_p(polvillo) = 1,752 \text{ kJ} \cdot (kg \cdot ^\circ C)^{-1}$
 $t_s^{P,ZD}$ - temperatura de entrada del carbonato básico seco en la zona de calcinación, la cual es igual a 450 °C.

$$Q_6 = [4074,375 \cdot 1,611 + 2716,251 \cdot 1,752] \cdot 450 = 5095210,45 \text{ kJ}$$

7) Calor necesario para calentar y evaporar el agua libre

$$Q_7 = m(H_2O)_{tt} \cdot [C_p(H_2O) \cdot (t_{eb} - t_E^{CBN}) + \lambda_{H_2O}] \quad (5.59)$$

Donde

$m(H_2O)_{tt}$ – masa de agua libre, se toma en el epígrafe 3.3.2, es igual a: 6790,625 kg;

$C_p(H_2O)$ – capacidad calorífica específica del agua en el intervalo de temperatura de la ecuación (4.7), 4,19 kJ/(kg·°C)

t_{eb} – Temperatura de ebullición del agua a la presión de 1 atm, e igual a 100 °C.

λ_{H_2O} – Calor específico de evaporación del agua, 2258,4 kJ/kg (Pavlov et al, 1981).

$$Q_7 = 6790,625 \cdot [4,19 \cdot (100 - 80) + 2258,4] = 15905001,875 \text{ kJ}$$

8) Calor para la disociación del carbonato básico de níquel seco

Este índice se puede determinar con mayor exactitud gracias a los resultados reportados por **Romero y Llópiz (1994)**, según los cuales la disociación completa del CBN ocurre en dos etapas:

- I. Eliminación de la humedad externa;

II. Eliminación del H₂O interna presente en la estructura cristalina del CBN;

Para una entalpia total de las dos etapas igual a: $\Delta H_T = 533,57 \text{ kJ/kg}$;

Además se considera la disociación del sulfato de níquel:

Cálculo de la entalpia de la disociación del sulfato de níquel:

$$\Delta H_R(NiSO_4) = n \cdot \Delta H_{f NiO}^0 + n \cdot \Delta H_{f SO_2}^0 + n \cdot \Delta H_{f O_2}^0 - n \cdot \Delta H_{f NiSO_4}^0$$

$$\Delta H_R(NiSO_4) = 1 \cdot (-240,087) + 1 \cdot (-296,90) + 0,5 \cdot (0,00) - 1 \cdot (-873,00) = 336,013 \text{ kJ / kg}$$

$$\Delta H_R(NiSO_4) = 336,013 \text{ kJ/kg} .$$

Se sustituye los valores de la masa

$$Q_5 = [m(CBN, S) - m(NiSO_4)] \cdot \Delta H_T(CBN, S) + m(NiSO_4) \cdot \Delta H_T(NiSO_4)$$

$$Q_5 = m(CBN, S) \cdot \Delta H_T(CBN, S) + m(NiSO_4) \cdot [\Delta H_T(NiSO_4) - \Delta H_T(CBN, S)] \quad (5.60)$$

$$Q_5 = 4074,375 \cdot 533,57 + 629,004 \cdot [336,013 - 533,57] = 2049700,126 \text{ kJ}$$

PÉRDIDAS DE CALOR

9) Calor físico de los gases salientes

Se realiza el cálculo basado en los volúmenes de los gases tecnológicos y de combustión, representados en el anexo (A3 – 12).

$$Q_9 = \sum_{i=1}^n [V_{GS} \cdot C_P(GS)]_n \cdot t_s^{GS} = \left[V(CO_2)_T \cdot C_P(CO_2) + V(SO_2)_T \cdot C_P(SO_2) + V(O_2)_{libre} \cdot C_P(O_2) + \right. \\ \left. + V(N_2)_T \cdot C_P(NO_2) + \left(V(H_2O)_S + \frac{V_o}{MM(H_2O)} \cdot m(VP) \right) \cdot C_P(H_2O) \right] \cdot t_s^{GS} \quad (3.61)$$

donde,

V_{GS} – Volumen de gases tecnológicos producido por la carga total, m³;

$C_P(GS)$ – Capacidad calorífica específica media de los gases salientes, kJ/(m³·°C); t_s^{GS} – temperatura de salida de los gases, °C. A partir (Chang et al, 2012), Las capacidades caloríficas media de los gases salientes fueron tomadas a la temperatura de salida (380 °C), cuyos resultados se muestran en el anexo (A3 – 16)

Al transformar la ecuación (4.9), se obtiene:

$$Q_9 = \left[V(CO_2)_T \cdot C_P(CO_2) + V(SO_2)_T \cdot C_P(SO_2) + V(O_2)_{libre} \cdot C_P(O_2) + \right. \\ \left. + V(N_2)_T \cdot C_P(NO_2) + V(H_2O)_S \cdot C_P(H_2O) \right] \cdot t_s^{GS} + \\ + \frac{V_o}{MM(H_2O)} \cdot m(VP) \cdot C_P(H_2O) \cdot t_s^{GS} \quad (3.61.1)$$

Al sustituir los valores correspondientes, se obtiene:

$$Q_9 = \left[\frac{1807,783 \cdot 1,944 + 105,715 \cdot 2,016 + 343,521 \cdot 1,380}{+ 5648,569 \cdot 1,317 + 10879,125 \cdot 1,559} \right] \cdot 380 + \frac{22,4}{18,016} \cdot m(VP) \cdot 1,559 \cdot 380 = 736,674 \cdot m(VP) + 10868468092$$

$$Q_9 = 736,674 \cdot m(VP) + 10868468092 \quad (3.61.2)$$

$$[kJ] = \sum_{i=1}^n \left[m^3 \cdot \frac{kJ}{m^3 \cdot ^\circ C} \right] \cdot ^\circ C = [kJ]$$

10) Calor físico del polvo

$$Q_{10} = m(Polvo)_T \cdot C_p(Polvo) \cdot t_S^G \quad (3.62)$$

Donde

$m(\text{polvo})$ – masa del polvo; se toma en el anexo (A3 – 2), e iguala : 2716,251 kg.

$C_p(\text{polvo})$ – capacidad calorífica media ponderada, se toma del anexo (A3 – 18), y es igual a: 1,596 kJ/(kg·°C)

$$Q_{10} = 2716,251 \cdot 1,596 \cdot 380 = 1647351,906 \text{ kJ}$$

11) Pérdida de calor a través de las paredes del horno

Se determinan por la siguiente expresión matemática:

$$Q_{11} = Q_p^{ZD} + Q_p^{ZC} \quad (3.63)$$

Donde, Q_p^{ZD} - pérdidas de calor a través de las paredes de la zona de cadenas, kJ; Q_p^{ZC} - pérdidas de calor a través de las paredes de la zona de calcinación, kJ.

- **Pérdidas de calor a través de las paredes de la zona de cadenas**

La pérdida de calor a través de las paredes del horno de la zona de secado – cadenas se determina considerando del tipo de ladrillo, característica físico mecánicas y la forma geométrica del mismo. Se muestra en el anexo (A3 – 19) el tipo de ladrillo instalado en la zona de secado – cadena. Donde se aprecia la no presencia del termoaislante.

Basándose sobre este criterio se plantea la ecuación de cálculo de pérdida de calor a través de las paredes:

$$Q_p^{ZD} = \frac{2\pi L_{ZD} \cdot (t_1 - t_3) \cdot \tau_{ZD}}{\frac{1}{\lambda_{rev}} \cdot \ln \left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{rev}}{D_{in}} \right)_{rev} + \frac{1}{\lambda_{acero}} \cdot \ln \left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{acero}}{D_{in} + 2 \cdot \delta_{rev}} \right)_{acero}} \quad (3.63.1)$$

donde, $\lambda_{rev}; \lambda_{acero}$ – Conductividades térmicas del revestimiento, y acero inoxidable, respectivamente, W/(m·K); $\delta_{rev}; \delta_{acero}$ – espesores del revestimiento, termoaislante, acero inoxidable, respectivamente, m; D_{int} – diámetro interior de la zona de calcinación, m; L_{ZD} –

longitud de la zona de cadenas (14,50 m), m; τ_{ZD} - tiempo de balance de la zona de cadenas, s; $(t_1; t_3)$ - temperaturas del ladrillo refractario y de la cubierta del horno, respectivamente, °C.

$$[kJ] = \frac{1}{W \cdot (m \cdot K)^{-1} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot m}{m}\right)} + \frac{m \cdot (^\circ C - ^\circ C) \cdot s}{W \cdot (m \cdot K)^{-1} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot m}{m}\right)} = \frac{m \cdot ^\circ C \cdot s}{W \cdot (m \cdot K)^{-1} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot m}{m}\right)} = \frac{m \cdot ^\circ C \cdot W \cdot s}{m \cdot K}$$

$$[kJ] = \frac{m \cdot ^\circ C \cdot \frac{J}{s} \cdot s}{m \cdot K} = 10^{-3} \frac{m \cdot ^\circ C \cdot \frac{kJ}{s} \cdot s}{m \cdot K} = [kJ]$$

Determinación de la temperatura del ladrillo refractario de la zona de secado – cadenas

La temperatura del ladrillo refractario se determina por la siguiente expresión

$$t_1 = \frac{t_{in}^G - t_f^G}{\ln\left[\frac{t_{in}^G - 0,50 \cdot (t_e^M + t_s^M)}{t_f^G - 0,50 \cdot (t_e^M + t_s^M)}\right]} + 0,50 \cdot (t_e^M + t_s^M) \quad (3.63.1.1)$$

donde, $(t_e^M; t_s^M)$ - temperaturas de entrada y salida del CBN de la zona, respectivamente, °C; $(t_e^G; t_s^G)$ - temperaturas de entrada y salida de los gases de la zona, respectivamente, °C.

El carbonato entra en la zona con una temperatura 80 °C y sale con 450 °C. Los gases provenientes de la zona de calcinación entran con una temperatura de 770 °C y salen junto con el vapor de deshidratación del carbonato con una temperatura de 380 °C. Estos resultados se muestran en el anexo (A2 – 14).

$$t_1 = \frac{770 - 380}{\ln\left[\frac{770 - 0,50 \cdot (80 + 450)}{380 - 0,50 \cdot (80 + 450)}\right]} + 0,50 \cdot (80 + 450) = 529 \text{ } ^\circ C$$

Tabla 3.1: Características físico-mecánicas de los materiales refractarios de la zona de secado – cadenas

Ubicación	Tipos	λ ; [W/(m °C)]	δ ; (m)
1.) Revestimiento	Magnesita	1,32 – 0,00027 tp	0,200
2.) Cubierta del horno	Acero inoxidable	46,5	0,025
Conductividades térmicas calculadas			
Ubicación	Tipos	tp (°C)	λ ; [W/(m °C)]
1.) Revestimiento	Magnesita	439	1,201
2.) Cubierta del horno	Acero inoxidable	169	46,500

donde, λ – conductividad térmica de los materiales refractarios, λ ; [W/(m °C)]; δ – espesor de los materiales refractarios, m; tp – temperatura intermedia de los materiales refractarios, °C.

La temperatura intermedia del revestimiento es determinado mediante una aproximación sucesiva. El valor obtenido se muestra en la tabla (3.1) Y la temperatura de la cubierta es obtenida mediante un pirómetro óptico, los resultados son mostrados en el anexo (A2 – 7a) y el valor promediado es 169 °C.

$$Q_p^{ZD} = 10^{-3} \cdot \frac{2 \cdot 3,14 \cdot 14,50 \cdot (529 - 169) \cdot 3600}{\frac{1}{1,201} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot 0,200}{2,75}\right)_{rev} + \frac{1}{46,500} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot 0,025}{2,75 + 2 \cdot 0,200}\right)_{acero}} = 1040572 \text{ kJ}$$

- **Pérdidas de calor a través de las paredes de la zona de calcinación y la zona de enfriamiento**

La pérdida de calor a través de las paredes del horno de la zona de calcinación más la zona de enfriamiento se realiza de acuerdo a la forma geométrica actual del ladrillo que se figurará a continuación. Donde el cálculo de la resistencia térmica del termoaislante – magnesita:

El ladrillo tiene una forma geométrica U para calcular el calor que se pierde en esta zona, se tiene la necesidad de dividir en 2 secciones, como se muestra en el anexo (A3 – 22). Por lo tanto, el cálculo de la pérdida de calor a través de la zona de calcinación se determinará de la siguiente forma:

$$Q_p^{ZC} = Q_p^{SECCIÓN 1} + Q_p^{SECCIÓN 2}$$

(3.63.2)

donde, $Q_p^{SECCIÓN 1}$ – pérdida de calor a través de la sección 1 de la zona de calcinación, kJ;

$Q_p^{SECCIÓN 2}$ – Pérdida de calor a través de la sección 2 de la zona de calcinación, kJ;

PÉRDIDA DE CALOR A TRAVÉS DE LA SECCIÓN 1

La pérdida de calor de la sección 1 se calcula por la siguiente expresión:

$$Q_p^{SECCIÓN 1} = \frac{2\pi L_{S1} \cdot (t_1 - t_3) \cdot \tau_{ZD}}{\frac{1}{\lambda_{rev}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{rev}}{D_{in}}\right)_{rev} + \frac{1}{\lambda_{acero}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{acero}}{D_{in} + 2 \cdot \delta_{rev}}\right)_{acero}} \quad \textbf{(3.63.2.1)}$$

donde,

L_{S1} - longitud total de la sección 1 por la longitud total de las zonas de calcinación y enfriamiento, m

Determinación de la temperatura del ladrillo refractario de la zona de calcinación y enfriamiento

La temperatura del ladrillo refractario se determina por la siguiente expresión

$$t_1 = \frac{t_{in}^G - t_f^G}{\ln \left[\frac{t_{in}^G - 0,50 \cdot (t_e^M + t_s^M)}{t_f^G - 0,50 \cdot (t_e^M + t_s^M)} \right]} + 0,50 \cdot (t_e^M + t_s^M) \quad (3.63.2.1.1)$$

donde,

$(t_e^M; t_s^M)$ - temperaturas de entrada y salida del CBN seco de la zona, respectivamente, °C;

$(t_e^G; t_s^G)$ - temperaturas de entrada y salida de los gases de la zona, respectivamente, °C.

El carbonato básico seco entra en la zona con una temperatura 450 °C y sale con 350 °C de la zona de enfriamiento. Los gases provenientes de la combustión del Fue Oil entran con una temperatura de 1250 °C y salen junto con los gases obtenidos mediante la calcinación del carbonato básico seco con una temperatura de 770 °C. Estos resultados se muestran en el anexo (A2 – 14).

$$t_1 = \frac{1250 - 770}{\ln \left[\frac{1250 - 0,50 \cdot (450 + 350)}{770 - 0,50 \cdot (450 + 350)} \right]} + 0,50 \cdot (450 + 350) = 977 \text{ °C}$$

Tabla 3.2: Características físico-mecánicas de los materiales refractarios de la zona de secado – cadenas

Ubicación	Tipos	λ ; [W/(m °C)]	δ ; (m)
1.) Revestimiento	Magnesita	2,5 – 0,00027 tp	0,250
2.) Cubierta del horno	Acero inoxidable	46,5	0,035
Conductividades térmicas calculadas			
Ubicación	Tipos	tp (°C)	λ ; [W/(m·°C)]
1.) Revestimiento	Magnesita	664	2,32
2.) Cubierta del horno	Acero inoxidable	313	46,500

donde, λ – conductividad térmica de los materiales refractarios, λ ; [W/(m °C)]; δ – espesor de los materiales refractarios, m; tp – temperatura intermedia de los materiales refractarios, °C.

La temperatura intermedia del revestimiento es determinado mediante una aproximación sucesiva. El valor obtenido se muestra en la tabla (3.2) Y la temperatura de la cubierta es obtenida mediante un pirómetro óptico, los resultados son mostrados en el anexo (A2 – 7b) y el valor promediado es 313 °C.

Determinación de la longitud total de la sección 1 por la longitud total de las zonas de calcinación y enfriamiento.

La longitud total de la sección 1 por la longitud total de las zonas de calcinación y enfriamiento se determina mediante el producto de la longitud total de las zonas de calcinación y enfriamiento y la longitud de la sección 1 por la longitud total del ladrillo. Esta

expresión nos permite también conocer la cantidad de bloque de ladrillo que se debe instalar en la zona.

$$L_{S1} = n_B \cdot L_s = \frac{(L_{ZC} + L_{ZE})}{L_B} \cdot L_s$$

(3.63.2.1.2)

donde, n_B - cantidad de bloque que se debe instalar en la zona de calcinación y enfriamiento, $(L_{ZC}; L_{ZE})$ - longitudes de la zona de calcinación y enfriamiento, respectivamente, m; L_B longitud del bloque ladrillo instalados en las dos zonas, m; L_s longitud de la sección 1 por la longitud del bloque instalado, m.

Se aprecian las dimensiones del ladrillo en el anexo (A3 – 20), donde: ($L_s = 0,080$ m; $L_B = 0,200$ m). La longitud de la zona de calcinación es de 31,50 m y la zona de enfriamiento tiene una longitud de 4,5 m.

$$L_{S1} = \frac{(L_{ZC} + L_{ZE})}{L_B} \cdot L_s = \frac{(31,50 + 4,50)}{0,200} \cdot 0,080 = 14,40 \text{ m}$$

$$Q_P^{SECCIÓN 1} = 10^{-3} \cdot \frac{2 \cdot 3,14 \cdot 14,40 \cdot (977 - 313) \cdot 3600}{\frac{1}{2,320} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot 0,250}{2,75}\right)_{rev} + \frac{1}{46,500} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot 0,035}{2,75 + 2 \cdot 0,250}\right)_{acero}} = 2883253 \text{ kJ}$$

PÉRDIDA DE CALOR A TRAVÉS DE LA SECCIÓN 2

La pérdida de calor de la sección 2 se calcula por la siguiente expresión:

$$Q_P^{SECCIÓN 2} = \frac{2\pi L_{S2} \cdot (t_1 - t_4) \cdot \tau_{ZD}}{\frac{1}{\lambda_{rev}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{rev}}{D_{in}}\right)_{rev} + \frac{1}{\lambda_{acero}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{ter}}{D_{in} + 2 \cdot \delta_{rev}}\right)_{acero} + \frac{1}{\lambda_{acero}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{acero}}{D_{in} + 2 \cdot \delta_{rev} + 2 \cdot \delta_{ter}}\right)_{acero}}$$

(3.63.2.2)

donde, L_{S2} - longitud total de la sección 2 por la longitud total de las zonas de calcinación y enfriamiento, m

Tabla 3.3: Características físico-mecánicas de los materiales refractarios de la zona de secado – cadenas

Ubicación	Tipos	λ ; [W/(m · °C)]	δ ; (m)
1.) Revestimiento	Magnesita	2,5 – 0,00027 tp	0,250
2.) Capa termoaislante	Fibra ceramica	0,0659 + 0,00014 · tp	0,010
2.) Cubierta del horno	Acero inoxidable	46,5	0,035
Conductividades térmicas calculadas			
Ubicación	Tipos	tp (°C)	λ ; [W/(m · °C)]
1.) Revestimiento	Magnesita	864	2,3
2.) Capa termoaislante	Fibra cerámica	565	0,145
3.) Cubierta del horno	Acero inoxidable	347	46,500

Determinación de la longitud total de la sección 1 por la longitud total de las zonas de calcinación y enfriamiento.

$$L_{S1} = n_B \cdot L_s = \frac{(L_{ZC} + L_{ZE})}{L_B} \cdot L_s \quad (3.63.2.2.1)$$

donde, n_B - cantidad de bloque que se debe instalar en la zona de calcinación y enfriamiento, $(L_{ZC}; L_{ZE})$ - longitudes de la zona de calcinación y enfriamiento, respectivamente, m; L_B longitud del bloque ladrillo instalados en las dos zonas, m; L_s longitud de la sección 1 por la longitud del bloque instalado, m.

Se aprecian las dimensiones del ladrillo en la figura (3.3), donde: ($L_s = 0,120$ m; $L_B = 0,200$ m). La longitud de la zona de calcinación es de 31,50 m y la zona de enfriamiento tiene una longitud de 4,5 m.

$$L_{S2} = \frac{(L_{ZC} + L_{ZE})}{L_B} \cdot L_s = \frac{(31,50 + 4,50)}{0,200} \cdot 0,120 = 21,60 \text{ m}$$

$$Q_p^{SECCIÓN 2} = 10^{-3} \cdot \frac{2 \cdot 314 \cdot 21,60 \cdot (977 - 313) \cdot 3600}{\frac{1}{2,320} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot 0,250}{2,65}\right)_{rev} + \frac{1}{46,500} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot 0,010}{2,65 + 2 \cdot 0,250}\right)_{acero} + \frac{1}{46,500} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot 0,035}{2,65 + 2 \cdot 0,250 + 2 \cdot 0,010}\right)_{acero}}$$

$$= 2751039 \text{ kJ}$$

La pérdida de calor a través de las paredes de la zona de calcinación y enfriamiento será:

$$Q_p^{ZC} = Q_p^{SECCIÓN 1} + Q_p^{SECCIÓN 2} = 2883253 + 2751039 = 5634292 \text{ kJ}$$

Por lo tanto la pérdida total de calor a través de las paredes del horno será entonces:

$$Q_{11} = Q_p^{ZD} + Q_p^{ZC} = 1040572 + 5634292 = 6674864 \text{ kJ}$$

12) Pérdidas de calor con el agua de enfriamiento.

La pérdida de calor al medio ambiente durante el enfriamiento de los productos calcinados se determina mediante el balance térmico del proceso de enfriamiento como tal. Se calcula por la siguiente expresión.

$$Q_{12} = V(H_2O)_E \cdot C_p(H_2O)_E \cdot (t_S^{H_2O} - t_E^{H_2O}) \quad (3.64)$$

donde,

$V(H_2O)_E$ - volumen de agua que alimenta al enfriador, m^3 ;

$(t_S^{H_2O}; t_E^{H_2O})$ - temperaturas del agua, antes y después del enfriamiento, $^{\circ}C$;

$C_p(H_2O)_E$ - capacidad calorífica específica del agua, $kJ \cdot (m^3 \cdot ^{\circ}C)^{-1}$

Los valores de las mediciones del flujo de agua de enfriamiento, las temperaturas de agua de enfriamiento antes y después de enfriamiento. La capacidad calorífica media específica

del agua se calcula a la temperatura promedio del agua de $((45,5 + 25) 0,5 = 35,50 \text{ }^{\circ}\text{C})$ cuyo resultado se muestra en el anexo (A2 – 8) La densidad volumétrica del agua a esta temperatura se toma en (Pavlov et al, 1981)

$$Q_{12} = 110 \cdot 4,43 \cdot (45,50 - 25) = 9983,056$$

$$[kJ] = kg \cdot \frac{kJ}{kg \cdot ^{\circ}\text{C}} \cdot (^{\circ}\text{C} - ^{\circ}\text{C}) = kg \cdot \frac{kJ}{kg \cdot ^{\circ}\text{C}} \cdot ^{\circ}\text{C} = [kJ]$$

13) Pérdidas de calor físico con el producto que sale del calcinador

$$Q_{13} = m(NiO_p) \cdot C_p(NiO_p) \cdot t_s^{P,ZE} \quad (3.65)$$

donde,

$m(NiO_p)$ – masa total del producto calcinado, kg;

$C_p(NiO_p)$ - capacidad calorífica media ponderada del producto calcinado, el cálculo de la capacidad calorífica media ponderada se muestra en el anexo (A3 – 18), es igual a: $1,530 \text{ kJ} \cdot (\text{kg} \cdot ^{\circ}\text{C})^{-1}$

$t_s^{P,ZE}$ - temperatura de entrada del producto calcinado en la zona de enfriamiento, $^{\circ}\text{C}$.

$$Q_{13} = m(NiO_p) \cdot C_p(NiO_p) \cdot t_s^{P,ZE} = 2591,757 \cdot 1,530 \cdot 350 = 1387885,874 \text{ kJ}$$

Por lo tanto, el calor total de salida del horno será:

$$Q^S = \sum_{i=6}^8 Q^U_n + \sum_{i=9}^{13} Q^P_n = Q_6 + Q_7 + Q_8 + Q_9 + Q_{10} + Q_{11} + Q_{12} + Q_{13}$$

$$Q^S = Q_6 + Q_7 + Q_8 + Q_9 + Q_{10} + Q_{11} + Q_{12} + Q_{13}$$

(3.65.1)

$$Q^S = 43638465369 + 736,674 \cdot m(VP)$$

14) Determinación del flujo de vapor de pulverización

El flujo de vapor de pulverización se determina a partir de la ley de la conservación de energía donde se plantea la siguiente ecuación:

$$\sum_{i=1}^n Q^E_n = \sum_{i=1}^n Q^U_n + \sum_{i=1}^n Q^P_n \quad (3.66)$$

Donde, $\sum_{i=1}^n Q^E_n$ - sumaria de calor de entrada al horno, kJ; $\sum_{i=1}^n Q^U_n$ - sumaria de calor útil,

kJ; $\sum_{i=1}^n Q^P_n$ - sumaria de pérdida de calor, kJ.

Al sustituir los calores precedentes, se tiene entonces:

$$43171693689 + 2781 \cdot m(VP) = 43638465369 + 736,674 \cdot m(VP) \quad (3.66.1)$$

Al reemplazar la ecuación (3.57.1) en la ecuación (3.65.1), y al despejar el flujo de vapor de pulverización, se obtiene:

$$m(VP) = \frac{43638465369 - 43171693689}{2781 - 736,674} = 200,538 \text{ kg}$$

El volumen de vapor de pulverización será:

$$V(VP) = \frac{m(VP) \cdot 22,4}{MM(H_2O)} \quad (3.66.2)$$

$$V(VP) = 200,538 \cdot \frac{22,4}{18,016} = 249,337 \text{ m}^3$$

$$[m^3] = \frac{kg}{kg \cdot m^{-3}} = [m^3]$$

Cálculo del índice de consumo de vapor de pulverización

$$\text{índice}(VP) = \frac{m(VP)}{m(\text{Fue Oil})} \quad (3.66.3)$$

$$\text{índice}(VP) = \frac{200,538}{1048,820} \cdot \frac{kg \text{ de VP}}{kg \text{ de Fue Oil}} = 0,191 \text{ kg de VP / kg de Fue Oil}$$

15. Recálculo del calor aportado por el vapor de pulverización

Sustituyendo el valor de la masa del vapor en la ecuación (3.57), se obtiene:

$$Q_5 = G(VP) \cdot i(VP) = 2781 \cdot 200,538 = 556821 \text{ kJ}$$

16. Recálculo del calor sensible de los gases salientes

Sustituyendo el valor de la masa del vapor en la ecuación (3.61.1), se obtiene:

$$Q_9 = 736,674 \cdot m(VP) + 10568969 = 736,674 \cdot 200,538 + 10568969 = 11016232 \text{ kJ}$$

3.2.3 Principales resultados del balance de energía

3.2.3.1 Resultados final del balance de masa considerando el vapor de pulverización del proceso de calcinación

La tabla final del balance de masa se establece después de cuantificar el vapor de pulverización con los gases salientes. Por lo tanto, se realiza una buena composición racional de los gases salientes a condiciones normales y reales del trabajo de horno.

Partiendo de esta base se adiciona el vapor de pulverización a los vapores de agua obtenido durante la combustión de fuel oil, la deshidratación y la calcinación del carbonato básico de níquel.

Cálculo del vapor de agua total saliente del horno será:



$$m(H_2Ov)_T = m(H_2O)_T + m(VP) = 8749,925 + 200,538 = 8950,463 \text{ kg}$$

Sea un volumen total de:

$$V(H_2Ov)_T = V(H_2O)_T + V(VP) = 10879,125 + 249,337 = 11128,462 \text{ m}^3$$

La tabla final de la composición racional de los gases salientes del horno se muestra en el anexo (A3 – 20).

Se convierte los volúmenes de los gases salientes de condiciones normales a la temperatura de salida inmediata del horno, para ello se multiplica los volúmenes de cada gas a condiciones normales por $\left(\frac{t_s^G + 273}{273}\right)$, excepto el vapor de pulverización donde se adicionará el volumen real de vapor calculado a partir de la presión de entrada y la temperatura de entrada en el horno: $V_r(H_2Ov)_T = V_o(H_2Ov)_T \cdot \left(\frac{t_s^G + 273}{273}\right) + V_r(VP)_T$

, donde t_s^G - temperatura de salida de los gases en el horno, 380 °C. Los resultados de la composición racional de los gases salientes a condiciones reales se muestran en el anexo (A3 – 20)

A partir de la composición racional de los gases saliente se expone a continuación la tabla final del balance de masa del proceso de calcinación para una hora y mediciones experimentales.

3.2.3.2 Resultados finales del balance energético del horno de calcinación

Acápites de Entrada	Q (kJ)	Total (%)
1. Calor aportado por el CBN húmedo más el calor del polvillo	812376	1,9
2. Calor de la combustión del fuel Oil	41787873	95,6
3. Calor físico de los aire (aire primario y aire secundario)	245103	0,7
4. Calor físico del fuel Oil	257695	0,6
5. Calor aportado por el vapor de pulverización	557696	1,3
Total (kJ)	43732754	
Total (%)		100
Acápites de Salida		
Calor útil:		
6. Calor físico del CBN seco y el polvillo a la salida de la zona de cadenas	5042464	11,5
7. Calor necesario para calentar, evaporar el agua	15905002	36,4
8. Calor necesario para la disociación del CBN	2049011	4,7
Pérdida del calor		
9. Calor físico de los gases salientes	11016179	25,2
10. Pérdida de calor por el polvo	1647815	3,7
11. Pérdidas de calor a través de las paredes	6674864	15,3
12. Pérdida de calor con el agua de enfriamiento	9983	0,0
13. Pérdida de calor del producto enfriado	1387436	3,2
Total (kJ)	43732754	
Total (%)		100

3.3 Diagnósticos integrales de la investigación

El diagnóstico integral consiste en resumir los resultados obtenidos de la investigación y compararlos con otras investigaciones realizadas del mismo tema.

Por la importancia que tienen los diagnósticos integrales es la toma de decisiones para mejorar la producción y disminuir las pérdidas en todos los sentidos. Para ello, surge la necesidad de estudiar el proceso tecnológico de la planta de calcinación con más detalle de los hornos de tambor rotatorio para la calcinación del carbonato básico de níquel.

3.3.1 Diagnóstico energético

3.3.1.1 Acápites de entrada

Como se observa en el epígrafe 3.2.3.2, donde en el **acápites de entrada de calor** se aprecia la fuente de calor principal que se suministra al horno es la combustión del fuel oil que constituye el 95,6 % de calor aportado, el calor aportado por el carbonato básico de níquel más el calor del polvillo de 1,9 %, el calor aportado al sistema por el vapor de pulverización es 1,3 %, el calor físico de fuel oil es de 0,7 %, y el calor físico de aire de 0,6 %.

3.3.1.2 Acápites de salida

Calor útil.

Como se aprecia en el epígrafe 3.2.3.2, el mayor calor útil que se aprovecha es el calor necesario para calentar y evaporar el agua libre (36,4 %) debido con el alto contenido de húmedo. Para disminuir este calor se recomienda realizar un secado preliminar del carbonato mediante (secado natural, filtración mecánico, o aprovechar el residual de otros gases).

El Calor físico del CBN seco y el polvillo a la salida de la zona de cadenas ocupa 11,5 % de calor útil y el calor necesario para la disociación del CBN solo es de 4,7 %.

Por lo tanto, la eficiencia energética será:

$$\eta = \frac{Q_{\text{útil}} - Q_1}{Q_{\text{ent}}} \cdot 100 = \frac{(Q_6 + Q_7 + Q_8) - Q_1}{Q_{\text{ent}}} \cdot 100$$
$$\eta = \frac{(5042464 + 15905002 + 2049011) - 812376}{43732754} \cdot 100 = 51 \% \quad (3.67)$$

Este horno es casi deficiente desde el punto de vista energético ya que se consume solamente el cincuenta y uno por ciento de la energía suministrada y el resto son de la pérdida de energía en el horno es con los gases salientes, con el polvo, con las paredes, y con el producto enfriado.

Pérdida de calor

La mayor pérdida de calor del horno es por los gases salientes, ocupa el 25,2 % del calor de salida. Esta pérdida de calor es debido por el alto de contenido de húmeda y los productos de la combustión del fuel oil.

Por lo que se recomienda en disminuir la húmeda del CBN. Al emplear el secado por filtración mecánica o el aprovechamiento de otros gases.

La segunda mayor pérdida de calor es por las paredes del horno, ocupa más de 15,3 % del calor de salida. Esta pérdida de calor es debido por el velocidad de desgaste de los ladrillos refractarios donde en el siguiente epígrafe se realizará un amplio estudio sobre este índice de calor y se propondrá algunas alternativas técnicas para rebajar estas pérdidas calor.

La tercera mayor pérdida de calor son por el polvo y por el producto enfriado donde ocupan 3,8 % y 3,2%, respectivamente. La pérdida de calor por el polvo no se estudiará por que el polvo es nuevamente recirculado al sistema.

La pérdida de calor con el producto calcinado es debido por la mayor pérdida de calor a través de las paredes de la zona de enfriamiento.

Los productos calcinados entra en la zona de enfriamiento con una temperatura más de 950 °C donde se logra un enfriamiento del producto hasta 350 °C. En este transcurso de enfriamiento, el óxido calcinado pierde por el enfriamiento.

A continuación se validará el cálculo de la pérdida de calor a través de las paredes de la zona y la pérdida de calor con el producto enfriado mediante la determinación de la temperatura máxima de del producto calcinado a la entrada del enfriador.

Validación de la medición de la temperatura máxima del producto calcinado a la entrada del enfriador.

Para la validación de los cálculos a partir de las mediciones que se han hecho. Surge la necesidad de calcular la temperatura máxima del producto calcinado a la entrada del enfriador. Los resultados de las mediciones del producto calcinado se representan en el anexo (A2 – 15).

Al entrar en la zona de enfriamiento, el producto calcinado aporte una cantidad de calor físico, por el cual se expresa de la siguiente formula:

$$m(\text{NiOp}) \cdot C_p(\text{NiOp}) \cdot t_s^{\text{máx}} = \frac{Q_p^{\text{ZE}}}{\beta} + Q_p^{\text{PE}} + Q_p^{\text{AE}} \quad (3.68)$$

donde,

Q_p^{PE} - pérdida de calor del producto enfriado, kJ;

Q_p^{AE} - pérdida de calor con el agua de enfriamiento, kJ;

Q_p^{ZE} - pérdida de calor a través de las paredes que se encuentra en el interior de la zona de enfriamiento, kJ;

$C_p(\text{NiOp})$ - capacidad calorífica media ponderada del óxido de níquel a la temperatura de salida de la zona de calcinación, el cálculo se muestra en el anexo (A3 – 18), es igual a: 1,530 kJ/(kg·°C);

β - fracción del calor perdido a través del revestimiento interior en la zona de calcinación que se encuentra dentro de la zona de enfriamiento que aporte el producto caliente:

$$\beta = 0,28$$

Al transformar y despejar la temperatura máxima en la ecuación (3.68), se obtiene:

$$t_s^{\text{máx}} = \frac{Q_p^{\text{ZE}} + (Q_p^{\text{PE}} + Q_p^{\text{AE}}) \cdot \beta}{m(\text{NiOp}) \cdot C_p(\text{NiOp}) \cdot \beta} \quad (3.69)$$

$$t_s^{m\acute{a}x} = \frac{704182 + (1388261 + 9983) \cdot 0,28}{2591,757 \cdot 1,530 \cdot 0,28} = 987^{\circ}\text{C}$$

La temperatura máxima medida del producto calcinado antes de entrar en la zona de enfriamiento se toma del anexo (A2 – 14): 998 °C.

El posible error de medición será:

$$\varepsilon_m = \frac{t_s^{m\acute{a}x}_m - t_s^{m\acute{a}x}_C}{t_s^{m\acute{a}x}_m} \quad (3.69.1)$$

Donde,

$t_s^{m\acute{a}x}_m$ - temperatura máxima medida del producto calcinado antes de entrar en la zona de enfriamiento, 998 °C,

$t_s^{m\acute{a}x}_C$ - temperatura máxima medida del producto calcinado antes de entrar en la zona de enfriamiento, 987 °C,

$$\varepsilon_m = \frac{998 - 987}{998} = 0,011$$

El error de medición de la temperatura máxima del producto calcinado antes de entrar de la zona de enfriamiento es de 1,1%, por lo que justifica la validación del cálculo de la temperatura máxima del producto calcinado.

3.3.1.3 Modelación matemática de las paredes de calor y el índice de consumo de fuel oil

Para analizar con una gran profundidad de las pérdidas de calor al medio ambiente uno del método más eficaz y el más exacto es determinar un modelo matemático con una gran complejidad que pueda combinar todos los parámetros del horno con las pérdidas de calor al medio ambiente. Basando este análisis se parte entonces a los resultados del balance metalúrgico sino más preciso al balance energético del horno.

En esta sección se determina dos modelos matemáticos que relacionan el consumo de combustible en función de las dimensiones de los ladrillos refractarios del horno y las pérdidas de calor al medio ambiente en función de las dimensiones de los ladrillos refractarios del horno.

Estos modelos nos servirán muchos a resolver el problema planteado con la ayuda del siguiente software:

- **Microsoft Visual Studio. NET 2010, C#.**

▪ MATLAB 11.0

3.3.1.3.1 Modelo matemático del consumo de combustible en función de las dimensiones de los ladrillos refractarios

Para llevar a cabo el control de integral de las pérdidas de calor y el alto consumo del combustible del proceso de calcinación del Carbonato Básico de Níquel (CBN) es necesario la modelación matemática del mismo.

Por las características constructivas y tecnológicas del horno de calcinación los modelos matemático más acertado debe conformarse a partir de los balances metalúrgicos, por ser este un objeto que puede considerarse como de parámetros distribuidos debido a su gran relación largo-diámetro (50,5 m – 3,15 m) y también los ladrillos refractarios instalados.

El planteamiento del balance energético para un diferencial

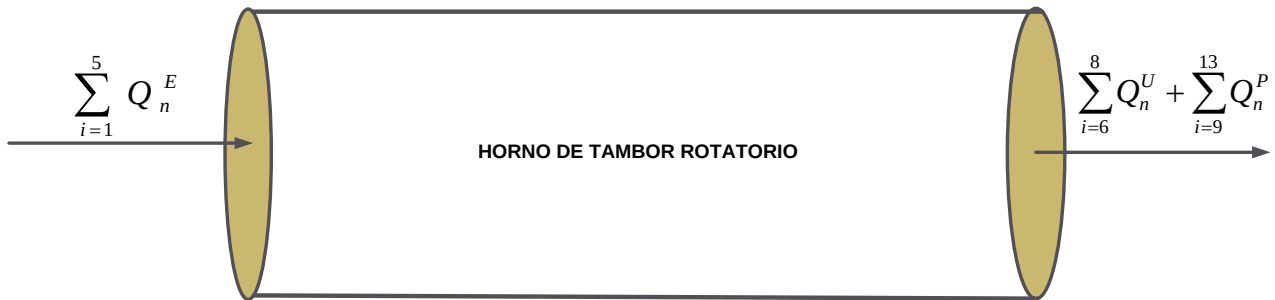


Figura 3.2: Esquema para conformar el modelo matemático del consumo de combustible del proceso de calcinación.

El perfeccionamiento de los modelos deseados se parte de la ecuación (4.13.1)

$$\sum_{i=1}^n Q_n^E = \sum_{i=1}^n Q_n^U + \sum_{i=1}^n Q_n^P \quad (3.70)$$

Por lo tanto

$$Q_1 + (Q_M^T + C_{PC} \cdot t_C + L_a \cdot C_P(\text{aire}) \cdot t_{\text{aire}}) \cdot m(\text{Fue Oil}) + Q_5 = Q_6 + Q_7 + Q_8 + (V(G, C) \cdot C_P(G, C)_s t_g^S) \cdot m(\text{Fue Oil}) + V(G, T) \cdot C_P(G, T)_s t_g^S + Q_{10} + Q_{11} + Q_{12} + Q_{13}$$

donde, $m(\text{Fue Oil})$ - flujo de combustible, kg/h.

$$m(\text{Fue Oil}) = \frac{Q_6 + Q_7 + Q_8 + V(G, T) \cdot C_P(G, T)_s t_g^S + Q_{10} + Q_{11} + Q_{12} + Q_{13} - Q_1 - Q_5}{(Q_M^T + C_{PC} \cdot t_C + L_a \cdot C_P(\text{aire}) \cdot t_{\text{aire}} - V(G, C) \cdot C_P(G, C)_s t_g^S)} \quad (3.71)$$

Se aplica la descomposición fraccional a la ecuación (6.2), por tanto

$$m(\text{Fue Oil}) = \frac{Q_6 + Q_7 + Q_8 + V(G, T) \cdot C_P(G, T)_s t_g^S + Q_{10} + Q_{11} + Q_{12} + Q_{13} - Q_1 - Q_5}{(Q_M^T + C_{PC} \cdot t_C + L_a \cdot C_P(\text{aire}) \cdot t_{\text{aire}} - V(G, C) \cdot C_P(G, C)_s t_g^S)} + \frac{Q_{11}}{(Q_M^T + C_{PC} \cdot t_C + L_a \cdot C_P(\text{aire}) \cdot t_{\text{aire}} - V(G, C) \cdot C_P(G, C)_s t_g^S)}$$

Al considerar la forma geométrica actual del ladrillo instalado al horno, el modelo matemático del consumo de Fuego Oil será entonces:

$$m(\text{Fue Oil}) = \frac{Q_6 + Q_7 + Q_8 + V(G, T) \cdot C_p(G, T)_s t_g^s + Q_{10} + Q_{11} + Q_{12} + Q_{13} - Q_1 - Q_5}{(Q_M^T + C_{PC} \cdot t_C + L_a \cdot C_p(\text{aire}) \cdot t_{\text{aire}} - V(G, C) \cdot C_p(G, C)_s t_g^s)} + \frac{Q_P^{ZD} + Q_P^{ZC}}{(Q_M^T + C_{PC} \cdot t_C + L_a \cdot C_p(\text{aire}) \cdot t_{\text{aire}} - V(G, C) \cdot C_p(G, C)_s t_g^s)}$$

En el desarrollo del modelo, se supone:

$$K_1 = \frac{Q_6 + Q_7 + Q_8 + V(G, T) \cdot C_p(G, T)_s t_g^s + Q_{10} + Q_{12} + Q_{13} - Q_1 - Q_5}{(Q_M^T + C_{PC} \cdot t_C + L_a \cdot C_p(\text{aire}) \cdot t_{\text{aire}} - V(G, C) \cdot C_p(G, C)_s t_g^s)}$$

$$K_2 = \frac{1}{Q_M^T + C_{PC} \cdot t_C + L(\text{aire}) \cdot C_p(\text{aire}) \cdot t_{\text{aire}} - V(G, C) \cdot C_p(G, C)_s t_g^s}$$

Por consiguiente:

$$\frac{\partial m(x, t)}{\partial t} = K_1 + K_2 \cdot Q_P^{ZD} + K_2 \cdot Q_P^{ZC}$$

$$m(\text{Fue Oil}) = K_1 + K_2 \cdot \left[\frac{0,001 \cdot 2\pi L_{ZD} \cdot (t_1 - t_3) \cdot \tau_{ZD}}{\frac{1}{\lambda_{\text{rev}}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{\text{rev}}}{D_{\text{in}}}\right)_{\text{rev}} + \frac{1}{\lambda_{\text{acero}}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{\text{acero}}}{D_{\text{in}} + 2 \cdot \delta_{\text{rev}}}\right)_{\text{acero}}} \right]_{ZD} + K_2 \cdot \left[\frac{0,001 \cdot 2\pi L_{S_1} (t_1 - t'_3) \cdot \tau_{ZC}}{\frac{1}{\lambda_{\text{rev}}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{\text{rev}}}{D_{\text{int}}}\right)_{\text{rev}} + \frac{1}{\lambda_{\text{acero}}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{\text{acero}}}{D_{\text{int}} + 2 \cdot \delta_{\text{rev}}}\right)_{\text{acero}}} + \frac{0,001 \cdot 2\pi L_{S_1} (t_1 - t_4) \cdot \tau_{ZC}}{\frac{1}{\lambda_{\text{rev}}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{\text{rev}}}{D_{\text{int}}}\right)_{\text{rev}} + \frac{1}{\lambda_{\text{acero}}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{\text{ter}}}{D_{\text{int}} + 2 \cdot \delta_{\text{rev}}}\right)_{\text{acero}} + \frac{1}{\lambda_{\text{acero}}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{\text{acero}}}{D_{\text{int}} + 2 \cdot \delta_{\text{rev}} + 2 \cdot \delta_{\text{ter}}}\right)_{\text{acero}}} \right]_{ZC}$$

Se supone:

$$K_3 = 0,001 \cdot K_2 \cdot 2\pi L_{ZD} \cdot (t_1 - t_3) \cdot \tau_{ZD}$$

$$K_4 = 0,001 \cdot K_2 \cdot 2\pi L_{S_1} \cdot (t_1 - t'_3) \cdot \tau_{ZC}$$

$$K_5 = 0,001 \cdot K_2 \cdot 2\pi L_{S_2} (t_1 - t_4) \cdot \tau_{ZC}$$

El modelo matemático se queda de la siguiente forma:

$$m(\text{Fue Oil}) = K_1 + \left[\frac{K_3}{\frac{1}{\lambda_{\text{rev}}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{\text{rev}}}{D_{\text{in}}}\right)_{\text{rev}} + \frac{1}{\lambda_{\text{acero}}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{\text{acero}}}{D_{\text{in}} + 2 \cdot \delta_{\text{rev}}}\right)_{\text{acero}}} \right]_{ZD} + \left[\frac{K_4}{\frac{1}{\lambda_{\text{rev}}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{\text{rev}}}{D_{\text{int}}}\right)_{\text{rev}} + \frac{1}{\lambda_{\text{acero}}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{\text{acero}}}{D_{\text{int}} + 2 \cdot \delta_{\text{rev}}}\right)_{\text{acero}}} \right]_{ZC (S1)} + \left[\frac{K_5}{\frac{1}{\lambda_{\text{rev}}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{\text{rev}}}{D_{\text{int}}}\right)_{\text{rev}} + \frac{1}{\lambda_{\text{acero}}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{\text{ter}}}{D_{\text{int}} + 2 \cdot \delta_{\text{rev}}}\right)_{\text{acero}} + \frac{1}{\lambda_{\text{acero}}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{\text{acero}}}{D_{\text{int}} + 2 \cdot \delta_{\text{rev}} + 2 \cdot \delta_{\text{ter}}}\right)_{\text{acero}}} \right]_{ZC (S2)}$$

(3.72)

Por lo tanto: el modelo matemático del índice de consumo de Fue Oil será la siguiente expresión matemática

$$I_C = \frac{\left\{ K_1 + \left[\frac{K_3}{\frac{1}{\lambda_{rev}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{rev}}{D_{in}}\right)_{rev} + \frac{1}{\lambda_{acero}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{acero}}{D_{in} + 2 \cdot \delta_{rev}}\right)_{acero}} \right]_{ZD} + \left[\frac{K_4}{\frac{1}{\lambda_{rev}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{rev}}{D_{int}}\right)_{rev} + \frac{1}{\lambda_{acero}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{acero}}{D_{int} + 2 \cdot \delta_{rev}}\right)_{acero}} \right]_{ZC(S1)} \right\} + \left[\frac{K_5}{\frac{1}{\lambda_{rev}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{rev}}{D_{int}}\right)_{ter} + \frac{1}{\lambda_{ter}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{ter}}{D_{int} + 2 \cdot \delta_{rev}}\right)_{ter} + \frac{1}{\lambda_{acero}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{acero}}{D_{int} + 2 \cdot \delta_{rev} + 2 \cdot \delta_{ter}}\right)_{acero}} \right]_{ZC(S2)} \right\}}{m(NiO_p)_{FINAL}}$$

(3.73)

Esta expresión matemática nos da el comportamiento del consumo de combustible con respecto a las características físicas y a las dimensiones de los materiales refractarios.

3.3.1.3.2 Modelo matemático de las pérdidas de calor al medio ambiente

El modelo matemático de las pérdidas de calor al medio ambiente es determinado mediante al balance térmico del sistema energético del horno.

En esta sección se determina el modelo de las pérdidas de calor al medio ambiente en función del consumo de combustible o en función de las dimensiones de los materiales refractarios.

$$Q_P = Q_9 + Q_{10} + Q_{11} + Q_{12} + Q_{13} = (Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5) - (Q_6 + Q_7 + Q_8) \quad (3.73)$$

Se sustituyen la ecuación (3.63) y la ecuación (3.61) en la ecuación (3.73), se obtiene:

$$Q_P = (V(G, C) \cdot C_p(G, C)_s t_g^s) \cdot m(Fue Oil) + V(G, T) \cdot C_p(G, T)_s t_g^s + Q_{10} + (Q_P^{ZD} + Q_P^{ZC}) + Q_{12} + Q_{13} \quad (3.74)$$

Al remplazar las ecuaciones (3.63.1.1), (3.63.2.1), (3.63.2.2) en la ecuación (3.74), se obtiene:

$$Q_p = [Q_M^T + C_{PC} \cdot t_C + L_a \cdot C_p(aire) \cdot t_{aire}] \cdot \left[\begin{aligned} & \left[\frac{K_1 + \frac{K_3}{\frac{1}{\lambda_{rev}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{rev}}{D_{in}}\right)_{rev} + \frac{1}{\lambda_{acero}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{acero}}{D_{in} + 2 \cdot \delta_{rev}}\right)_{acero}}}{ZD} \right] + \\ & \left[\frac{K_4}{\frac{1}{\lambda_{rev}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{rev}}{D_{int}}\right)_{rev} + \frac{1}{\lambda_{acero}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{acero}}{D_{int} + 2 \cdot \delta_{rev}}\right)_{acero}} \right]_{ZC(S1)} \\ & + \left[\frac{K_5}{\frac{1}{\lambda_{rev}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{rev}}{D_{int}}\right)_{ter} + \frac{1}{\lambda_{ter}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{ter}}{D_{int} + 2 \cdot \delta_{rev}}\right)_{ter} + \frac{1}{\lambda_{acero}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{acero}}{D_{int} + 2 \cdot \delta_{rev} + 2 \cdot \delta_{ter}}\right)_{acero}} \right]_{ZC(S2)} \end{aligned} \right] + [Q_1 + Q_5 - Q_6 - Q_7 - Q_8]$$

Al suponer que:

$$K_6 = [Q_M^T + C_{PC} \cdot t_C + L_a \cdot C_p(aire) \cdot t_{aire}] K_1$$

$$K_7 = [Q_M^T + C_{PC} \cdot t_C + L_a \cdot C_p(aire) \cdot t_{aire}] K_3$$

$$K_8 = [Q_M^T + C_{PC} \cdot t_C + L_a \cdot C_p(aire) \cdot t_{aire}] K_4$$

$$K_9 = [Q_M^T + C_{PC} \cdot t_C + L_a \cdot C_p(aire) \cdot t_{aire}] K_5$$

$$K_{10} = Q_1 + Q_5 - Q_6 - Q_7 - Q_8$$

$$K_{11} = K_6 + K_{10}$$

Se obtiene el modelo matemático de las pérdidas de calor:

$$Q_p = K_{11} + \left[\frac{K_7}{\frac{1}{\lambda_{rev}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{rev}}{D_{in}}\right)_{rev} + \frac{1}{\lambda_{acero}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{acero}}{D_{in} + 2 \cdot \delta_{rev}}\right)_{acero}} \right]_{ZD} + \left[\frac{K_8}{\frac{1}{\lambda_{rev}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{rev}}{D_{int}}\right)_{rev} + \frac{1}{\lambda_{acero}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{acero}}{D_{int} + 2 \cdot \delta_{rev}}\right)_{acero}} \right]_{ZC(S1)} + \left[\frac{K_9}{\frac{1}{\lambda_{rev}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{rev}}{D_{int}}\right)_{ter} + \frac{1}{\lambda_{ter}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{ter}}{D_{int} + 2 \cdot \delta_{rev}}\right)_{ter} + \frac{1}{\lambda_{acero}} \cdot \ln\left(1 + \frac{2 \cdot \delta_{acero}}{D_{int} + 2 \cdot \delta_{rev} + 2 \cdot \delta_{ter}}\right)_{acero}} \right]_{ZC(S2)}$$

(3.75)

Este modelo matemático nos da el comportamiento de las pérdidas de calor en función de las características físicas y a las dimensiones de los materiales refractarios.

3.3.1.4 Simulación de los modelos obtenidos

La simulación de los modelos obtenidos nos brinda una gran ayuda para analizar el comportamiento de los modelos obtenidos.

Comportamiento de las pérdidas de calor en función de los espesores de los materiales refractarios por zona de trabajo del horno

Las altas pérdidas de calor a través de las paredes del horno son debido a las características generales del tipo instalado. En la planta de calcinación de la Empresa Comandante Ernesto Che Guevara se hace cada dos años el mantenimiento de los ladrillos del horno donde los ladrillos salen con al alto deterior. En la zona de secado – cadenas, la magnesita instalada entra un espesor de 200 mm y sale en dos años sale con un espesor de 100 mm. Y en la zona de calcinación, el ladrillo entra con 250 mm y sale con 120 mm. A partir de los modelos obtenidos se estudiará el comportamiento de las pérdidas de calor a través de las paredes por zonas y luego estudia en forma general las pérdidas totales de calor del horno (los gases salientes, del producto enfriado y del polvo). A continuación se mostrarán las representaciones gráficas de las pérdidas de calor por cada zona de trabajo del horno.

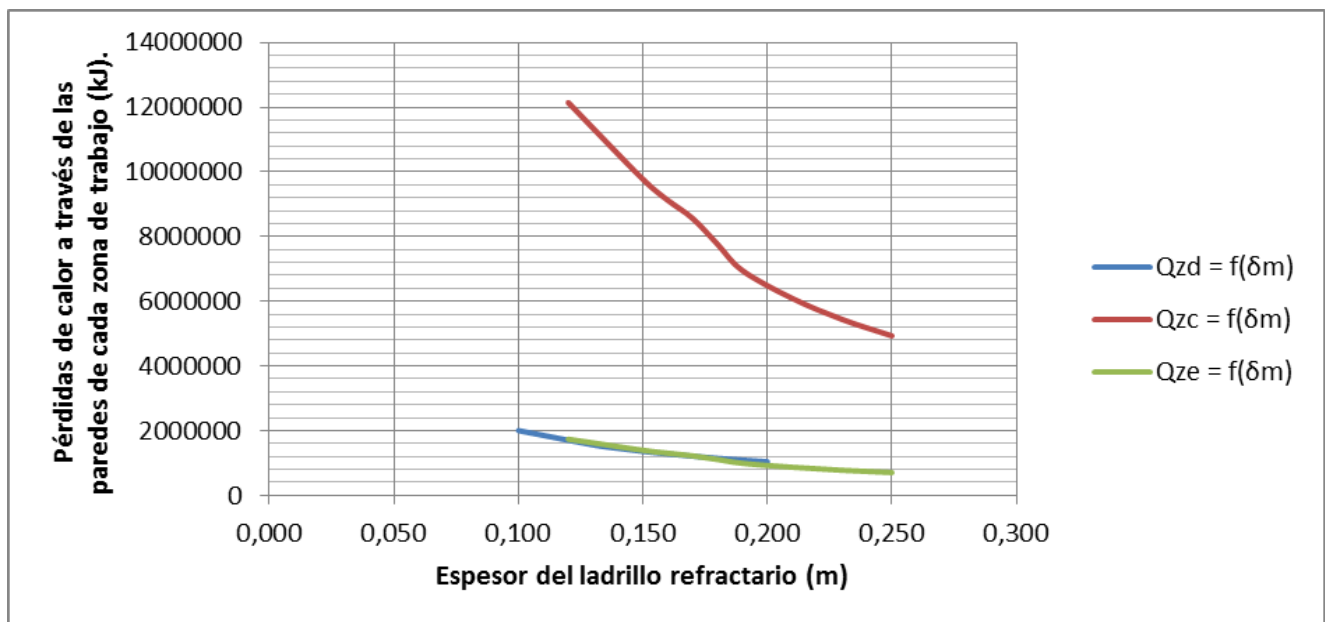


Figura 3.3: Variación del espesor del ladrillo en función de las pérdidas de calor a través de las paredes de la zona de calcinación.

Se aprecia en la figura (3.3) como se pierde el calor cuando el ladrillo va deteriorándose en el horno. La alta pérdida de calor ocurre generalmente en la zona de calcinación, y después siguen la zona de secado – cadenas y la zona de enfriamiento. Los resultados obtenidos

del análisis de las pérdidas de calor a través de las paredes por zona se muestran en el anexo (A3 – 25, 26, 27, 28).

3.3.1.5 Optimización de las pérdidas de calor y la disminución del índice de consumo del fuel Oil

Para optimizar estas cantidades de pérdidas de calor se realiza un estudio de diseño geométrico del ladrillo donde se determina la pérdida de calor a través de las paredes. Durante la producción del óxido de níquel, los ladrillos sufren unos desgastes enorme por lo que lleva consigo el incremento de la pérdida de calor y el aumento del índice de consumo de Fue Oil y entre otros parámetros involucrados a la producción. A continuación se muestra en la figura 3.4, la evolución del desgaste de ladrillo por cada zona de trabajo.

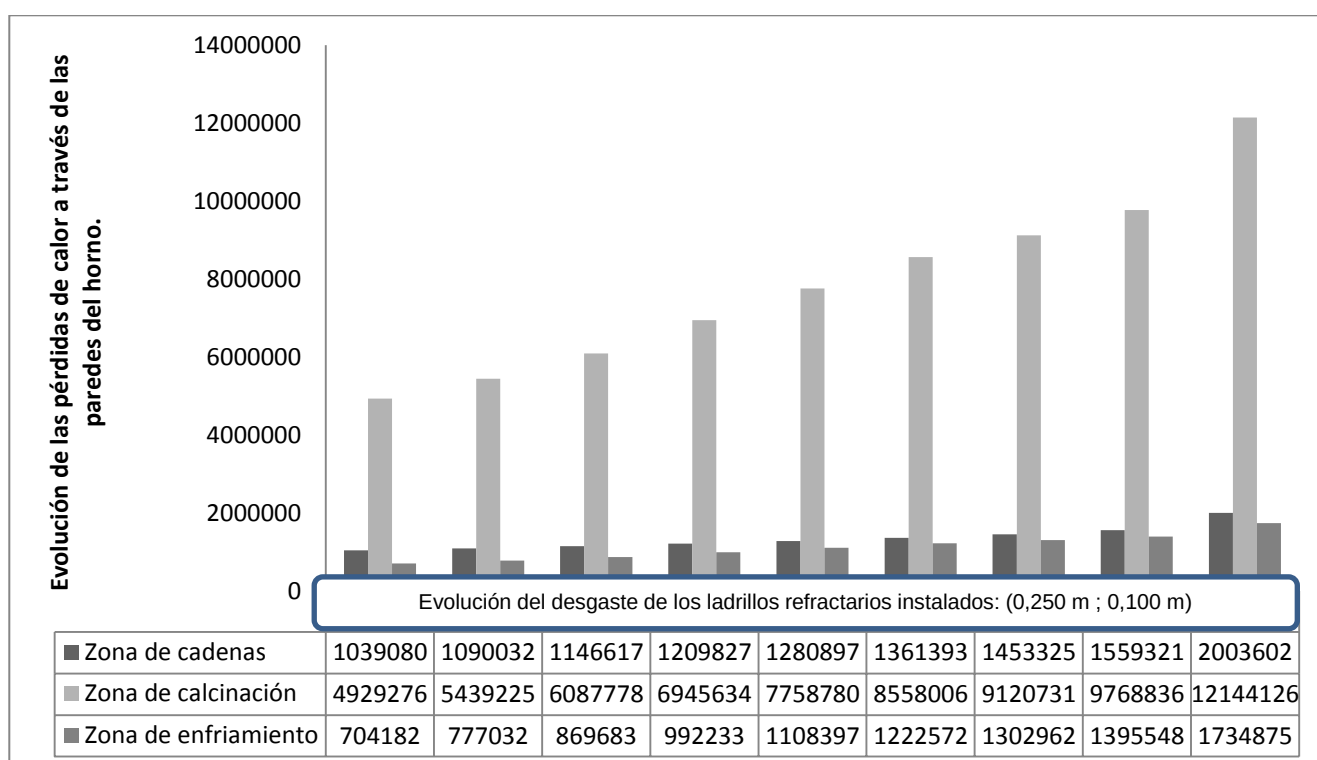


Figura 3.4: Evolución de las pérdidas de calor a través de las paredes del horno.

A partir de la forma geométrica del ladrillo refractario se realiza un estudio geométrico al ladrillo para optimizar las pérdidas de calor y disminuir el índice de consumo de Fue Oil. En la zona de calcinación se necesita instalar un ladrillo de tipo rectangular con una capa de termoaislante con el objetivo de disminuir la densidad de flujo térmico requerido de las zonas de trabajo del horno.

Decisión final para disminuir las pérdidas de calor y disminuir el índice de consumo de Fue Oil

Para disminuir las pérdidas de calor a través de las paredes se plantean dos variantes consideradas:

- Mantener el mismo ladrillo y cambiar la geometría del ladrillo instalado en este momento.
 - Cambiar la geometría actual del ladrillo en forma rectangular e instalar una capa de termoaislante de fibra cerámica. La figura propuesta para el diseño del ladrillo refractario se muestra en el anexo (A3 – 29).
 - Vista del ladrillo actual instalado al horno (se pierde un calor total a través de las paredes: 6674864 kJ sea los 15,2 % de pérdidas calor)

Si se valida esta propuesta: las pérdidas de calor se reducen de 6676864 a 5623165 kJ sea los 12,8 % de la salida del calor.

- Cambiar completamente y remplazar por los siguientes:
 - En la zona de cadenas: cambiar la magnesita por una Chamota.
Al utilizar la Chamota en la zona de cadenas y manteniendo la forma del ladrillo refractario, la pérdida de calor disminuirá a 90136 kJ.
 - En la zona de calcinación y de enfriamiento: cambiar la magnesita por una mullita.
Al instalar la mullita y seleccionar el diseño del ladrillo (ver el anexo A3 - 29), las pérdidas de calor a través de las paredes de la zona de calcinación serán disminuidas hasta 3445541 kJ, sea una pérdida total de calor a través de las paredes del horno de 3535677 kJ en por ciento de salida será entonces 8,5 %.

La segunda propuesta fue estudiada también por Molina en 2003. Y obtuvieron muy buenos resultados (8,77 % de pérdida de calor a través de las paredes) por lo que se acerca más al resultado obtenido de la segunda propuesta planteada.

Al lograr la disminución de las pérdidas de calor al medio ambiente se conseguirá también la disminución del consumo de fuel Oil y la disminución del índice de consumo de combustible del horno.

3.3.2 Diagnóstico del proceso tecnológico

El proceso tecnológico de la planta es caracterizado por los resultados del balance de masa. A continuación, se muestra la tabla final del balance de masa del proceso

tecnológico donde se aprecia la cantidad de materiales alimentados para producir el óxido de níquel más algunas impurezas:

Tabla 4.4: Balance de masa final considerando el vapor de pulverización (resultados del software).

BALANCE : EYAT.SA - [Balance de energía del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel.]													
Archivos Ayuda Salir Información													
BALANCE DE MASA CONSIDERANDO EL VAPOR DE PULVERIZACIÓN DEL PROCESO DE CALCINACIÓN: " BMPC "													
ENTRADA													
	Ni	Co	Fe	S	O	C	H ₂ O	N	H	A	Otros	Total (kg)	Total (%)
2NiCO ₃ ·3Ni(OH) ₂ ·NiSO ₄ ·nH ₂ O	2004,592	7,741	3,26	130,38	892,153	54,481	7747,389				25,002	10865	45,219
NiO en Polvo	2093,414	9,86	6,356	0,244	575,979						30,397	2716,25	11,305
Fue Oil				20,976	1,049	914,781	0	1,049	110,126	0,839		1048,82	4,365
Aire					2115,28		18,394	7063,192				9196,866	38,276
Vapor de pulverización							200,636					200,636	0,835
Total (kg)	4098,006	17,601	9,616	151,6	3584,461	969,262	7966,419	7064,241	110,126	0,839	55,399	24027,57	100
SALIDA													
Productos calcinados	2004,592	7,741	3,26	0,052	550,269					0,839	25,002	2591,755	10,787
NiO en Polvo	2093,414	9,86	6,356	0,244	575,979						30,397	2716,25	11,305
Gases salientes				151,356	2458,213	969,262	7966,419	7064,241	110,126			18719,617	77,909
Total (kg)	4098,006	17,601	9,616	151,6	3584,461	969,262	7966,419	7064,241	110,126	0,839	55,399	24027,57	
Total (%)	17,055	0,073	0,04	0,631	14,918	4,034	29,401	33,155	0,458	0,003	0,231		100
INDICES DE CONSUMO : (Ic : Iv)													
Indice de consumo de combustible en (t/t de NiOp)													
Índice de consumo de vapor de pulverización (kg de Vapor/kg de Fue Oil)													
Método técnico: (t de Fue Oil / t de NiOf)													
Índice de consumo de combustible en (t de Fue Oil / t de NiOp)													
Ic	0,411												
Ic'	0,405												
Iv	0,191												

Los flujos entrantes:

45,3 % CBN, 11,3 % Polvillo, 4,4 % fuel Oil, 38,2 % Aire, 0,8 % Vapor de pulverización.

Como se aprecia el mayor aporte es el CBN, donde en los 45,2 % que el CBN solo el agua libre ocupa 62,5 % y el resto ocupa el carbonato seco.

Este alto contenido de húmeda solo incrementa el volumen de los gases salientes, alterar la geometría del horno, conlleva también el desgaste de los ladrillos y el incremento del índice de consumo de combustible, y puede causar el deterior de los electros filtros por oxidación.

El segundo aporte es el aire que se inyecta para combustionar el fuel Oil. Este alto aporte es debido por el alto consumo de combustible.

El alto índice de consumo de combustible conlleva la necesidad de inyectar más flujos de aire para contemplar la combustión.

El tercero mayor aporte es el polvillo, este último no altera ningún parámetro técnico, es nuevamente recirculado al sistema.

Los flujos salientes:

10,8 % NiOp, 11,3 % Polvo y 77,9 % Gases salientes.

El principal flujo saliente es el de los gases, ocupa 77,9 % de los flujos de salida. Este alto volumen de los gases es debido de la humedad del CBN y los productos de la combustión del fuel oil.

El segundo flujo de salida es del polvo, se recircula al sistema.

El último flujo es del óxido de níquel calcinado, corresponde solo el 10,8 % de la salida.

3.3.2.1 Índice de consumo de combustible

El índice de consumo de combustible es la cantidad de combustible que se necesita para producción el óxido de níquel en tonelada. El horno de tambor rotatorio del proceso de calcinación de la Empresa Comandante Ernesto Che Guevara está diseñado para cada una tonelada del óxido de níquel se consume 400 kg de combustible. Actualmente el consumo de combustible oscila entre los rangos de 400 – 589 kg de fuel Oil.

3.3.2.1.1 Metodología de cálculo del índice de consumo de Fue Oil empleado por el diplomante

Este método consiste en calcular el índice de consumo del combustible a partir de la masa total de los productos calcinados.

$$I_C = \frac{m(\text{Fue Oil})}{m(\text{NiO}_P)_{\text{FINAL}}} \quad (3.76)$$

$$I_C = \frac{1048,820 \cdot 10^{-3}}{2591,756 \cdot 10^{-3}} = 0,405 \text{ t/t } (\text{NiO}_P)_{\text{FINAL}}$$

3.3.2.1.2 Metodología de cálculo del índice de consumo de Fue Oil empleado por los tecnólogos de la planta de calcinación

Este método consiste calcular el índice de consumo de Fue Oil a partir de la masa del óxido de níquel transformado sin considerar la masa de las impurezas y la masa de otros compuestos presentes.

$$I'_C = \frac{m(\text{Fue Oil})}{m(\text{NiO})_P} \quad (3.77)$$

$$I'_C = \frac{1048,820 \cdot 10^{-3}}{2551,828 \cdot 10^{-3}} = 0,411 t/t (NiO_p)$$

Como se muestra bien en los resultados de los dos métodos empleados se puede apreciar una diferencia de 0,06 t/t (NiOp). Por lo que significa que el método empleado por los tecnólogos de la planta es incorrecto. Para la determinación del índice de consumo de fue oil no se puede despreciar la masa de otros compuestos. Se debe considerar Siempre la masa de otros dichos compuestos.

La diferencia entre los dos métodos da 155,50 kg/h de flujo de fuel oil faltante para completar la combustión y la calcinación del CBN.

3.3.2.2 Índice de consumo de vapor

El índice de consumo de vapor es la cantidad de flujo necesario de vapor por la cantidad de fuel oil que se alimenta al horno. Se calcula por la siguiente expresión:

$$I_v = \frac{m(VP)}{m(Fue Oil)} \quad (3.78)$$

$$I_v = \frac{200,137 \cdot 10^{-3}}{1048,820 \cdot 10^{-3}} = 0,191 t \text{ de Vapor } / t \text{ de Fue Oil}$$

3.3.2.3 Validación de los volúmenes de los gases salientes

La validación de los volúmenes de los gases salientes consiste en comprobar la veracidad de los volúmenes de los gases salientes obtenidos de los balances metalúrgicos calculando la velocidad de los gases a la salida del horno a partir del proceso aerodinámico.

Cálculo de la velocidad media de los gases (W_t)

El cálculo de la velocidad media de los gases nos permite conocer la corrección entre el flujo de gases salientes movido en el largo del horno. A continuación se calculará dicha velocidad en cada zona:

ZONA DE SECADO – CADENAS

$$W_t = \frac{(Vg, t + Vg, c)_{ZD}}{0,785 \cdot D_{ZD}^2 \cdot \tau_B} \cdot \frac{T_0 + 0,50 \cdot (t_E^G + t_S^G)_{ZD}}{T_0} \quad (3.79)$$

donde,

W_t – velocidad media de los gases, De acuerdo al libro de texto (Chang et al, 2012), en los hornos tubulares rotatorios la velocidad media de los gases oscila de 2 a 8 m/s.

T_m – temperatura media de los gases en el horno, K;

T_0 – temperatura absoluta estándar de los gases, K;

V_m - volumen de los gases en el horno (gases de combustión + los gases tecnológicos), m^3 .

El volumen de los gases salientes se toma en el anexo (A3 – 6) de la zona de secado – cadenas y la temperatura que sale y entra de la zona.

$$t_E^G = 770^\circ C; t_S^G = 380^\circ C; T_o = 273 K$$

$$\tau_B = 3600 s; D_{zD} = 2,75 m$$

Cálculo del volumen de los gases que se mueve en la zona de secado – cadenas:

$$V_m = 0,5V(H_2O)_{libre} + V(g,t)_{zC} \quad (3.79.1)$$

Donde,

$V(H_2O)_{libre}$ – volumen del agua libre, el que se calcula por la siguiente expresión:

$$V(H_2O)_{libre} = m(H_2O)_{libre} \cdot \frac{22,4}{MM(H_2O)} = 6790,625 \cdot \frac{22,4}{18,016} = 8443,051 m^3$$

$V(G)_{zC}$ – Volumen total de los gases (gases tecnológicos y gases de combustión) proveniente de la zona de calcinación, se toma en el anexo (A3 – 20), es igual a: $10591 m^3$.

$$V_m = 0,5 \cdot V(H_2O)_{libre} + V(G)_{zC} = 0,5 \cdot 8443,051 + 10591 = 14812,526 m^3$$

$$W_t = \frac{14812,526}{0,785 \cdot 2,75^2 \cdot 3600} \cdot \frac{273 + 0,50 \cdot (770 + 380)}{273} = 2,2 m/s$$

$$[m/s] = \frac{m^3}{m^2 \cdot s} \cdot \frac{K}{K} = [m/s]$$

ZONA DE CALCINACIÓN

A continuación se plantea la expresa matemática del cálculo de la velocidad media de los gases salientes de la zona de calcinación.

$$W_t = \frac{(Vg,t + Vg,c)_{zC}}{0,785 \cdot D_{zC}^2 \cdot \tau_B} \cdot \frac{T_o + 0,50 \cdot (t_E^G + t_S^G)_{zC}}{T_o} \quad (3.80)$$

Determinación del volumen total de los gases salientes de la zona de calcinación:

$$V_m = 0,5 \cdot V(G)_{g,t} + V(G)_{g,c} \quad (3.80.1)$$

donde,

$V(G)_{g,t}$ – volumen de los gases tecnológicos producidos en la zona de calcinación, es igual a : $1428,902 m^3$;

$V(G)_{g,c}$ – volumen total de los gases de combustión, el valor es tomado en el anexo (A3 – 20), es igual: $9162,097 m^3$;

$$V_m = 0,5 \cdot V(G)_{g,t} + V(G)_{g,c} = 0,5 \cdot 1428,902 + 9162,097 = 9876,549 \text{ m}^3$$

Durante la calcinación del CBN seco, los gases de combustión entran en la zona de calcinación con una temperatura 1250 °C y salen junto con los gases producidos durante la calcinación del CBN seco con una temperatura de 770 °C. $D_{ZC} = 2,65 \text{ m}$.

$$W_t = \frac{9876,549}{0,785 \cdot 2,65^2 \cdot 3600} \cdot \frac{273 + 0,50 \cdot (770 + 1250)}{273} = 2,3 \text{ m/s}$$

$$[m/s] = \frac{m^3}{m^2 \cdot s} \cdot \frac{K}{K} = [m/s]$$

3.3.2.4 Validación de las mediciones de la concentración de los gases salientes

La validación de las mediciones de las concentraciones de los gases salientes consiste en comprobar la veracidad de las mediciones de las concentraciones por el cálculo de los principales errores cometidos. Por lo tanto, surge la necesidad de calcular el grado de error que puede cometer el equipo y el técnico. El cálculo de error es determinado a partir de la concentración calculada y medida de dióxido de carbono.

Se toman los resultados de la composición racional volumétrica de los gases salientes en el anexo (A3 – 20). En esta tabla se obtuvieron una concentración volumétrica del dióxido de carbono (10 %) y el dióxígeno (2,0 %).

Al comprar con los resultados de las mediciones de los gases salientes del anexo (A2 – 6), se aprecia una pequeña diferencia donde a continuación se realiza el cálculo del error de las mediciones y se explica la deficiencia del equipo de mediciones y los errores cometidos por el técnico.

El error de las mediciones será:

$$\varepsilon_{\%CO_2} = \frac{\%CO_{2m} - \%CO_{2c}}{\%CO_{2m}} \quad (3.81)$$

Donde,

$\%CO_{2m}$ – concentración del dióxido de carbono medido, se toma en el anexo (A2 – 6), es igual a: 12,50 %;

$\%CO_{2c}$ – concentración del dióxido de carbono calculado, se toma en el anexo (A3 – 20), es igual a: 10 %.

$$\varepsilon_{\%CO_2} = \frac{12,50 - 10,0}{12,50} = 0,2$$

Se puede ver que el error cometido es de 20 % de la medición de la concentración volumétrica del CO_2 , donde a continuación se citarán las causas que lo provocan.

Estos errores son cometidos por el equipo de medición y el técnico, las causas que la provocan estos errores son:

- El lugar de la toma de la muestra (el área de sección transversal del gasoducto),
- El tiempo de toma la muestra,
- El almacén de la muestra,
- La calidad de los fluidos para analizar la muestra,
- La repetividad de la misma muestra.

3.4 Programa automatizado del balance metalúrgico

El programa automatizado creado tiene el nombre EYAT, sirve solamente para los cálculos de los balances metalúrgicos del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel en los hornos tubulares rotatorios.

El programa ayuda también a evaluar las pérdidas de calor a través de las paredes del horno al introducir los datos del tipo de ladrillo que se quiere instalar al horno.

Se presenta a continuación la página de entrada del Software EYAT.

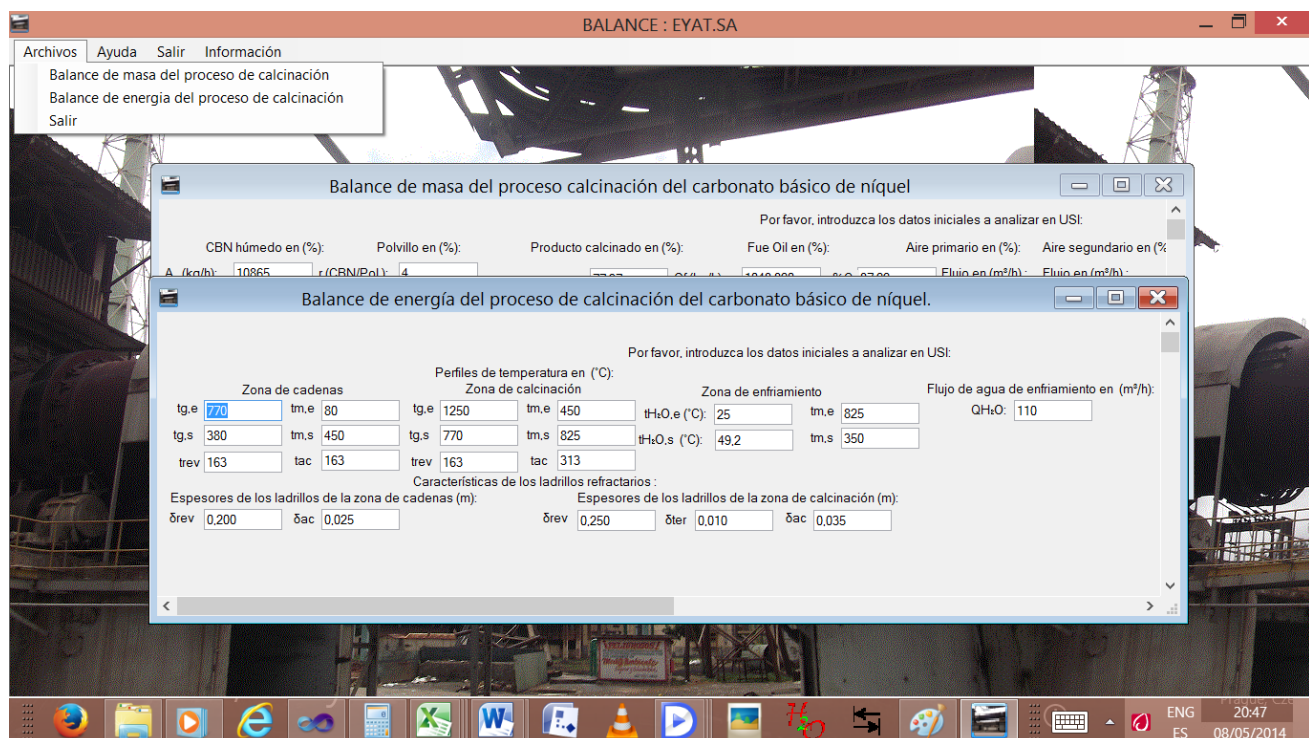


Figura 3.5: Página de entrada del software EYAT.

Como se aprecia en la figura 3.5, el programa tiene archivos, ayuda, salida también. Dentro de los archivos se encuentran directamente los cálculos del balance de masa y energía del proceso de calcinación.

3.4.1 Software del balance de masa del proceso calcinación

En la página a iniciar los cálculos del balance de masa, se introducen la composición química del carbonato básico de níquel húmedo, la composición química del polvillo, la composición química del producto calcinado, la composición química del Fuego Oil, el flujo de carbonato alimentado al horno, el flujo de los aires (primario, secundario, y el exceso). Con estos datos que se introducen al programa EYAT le extrae una tabla dinámica del balance de masa sin considerar el vapor de pulverización del proceso de calcinación para una hora y mediciones experimentales.

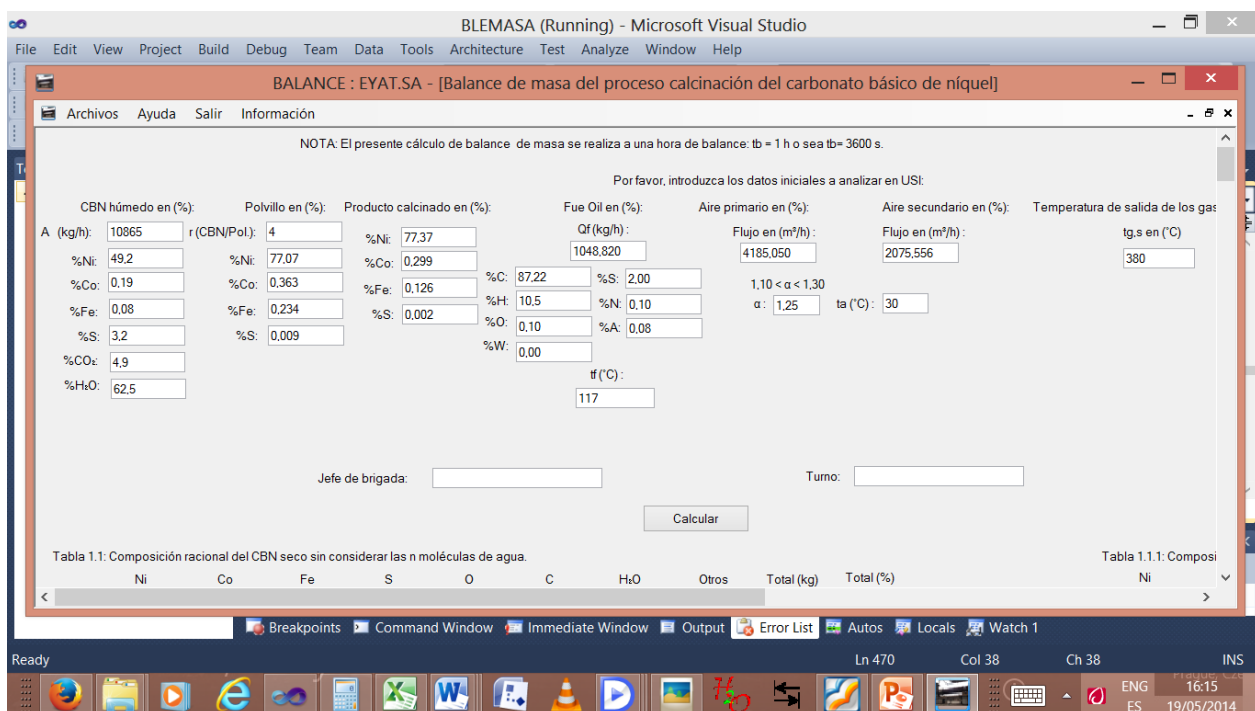


Figura 3.6: Página para introducir los datos iniciales del balance de masa del proceso de calcinación.

Una vez introducir los datos iniciales del balance de masa, se manda a calcular, inmediatamente el software le extrae las tablas de balance: composición racional del CBN, polvillo, del producto, del fuego oil, de los aires, de los gases salientes, y la tabla preliminar del balance de masa sin considerar el vapor de pulverización.

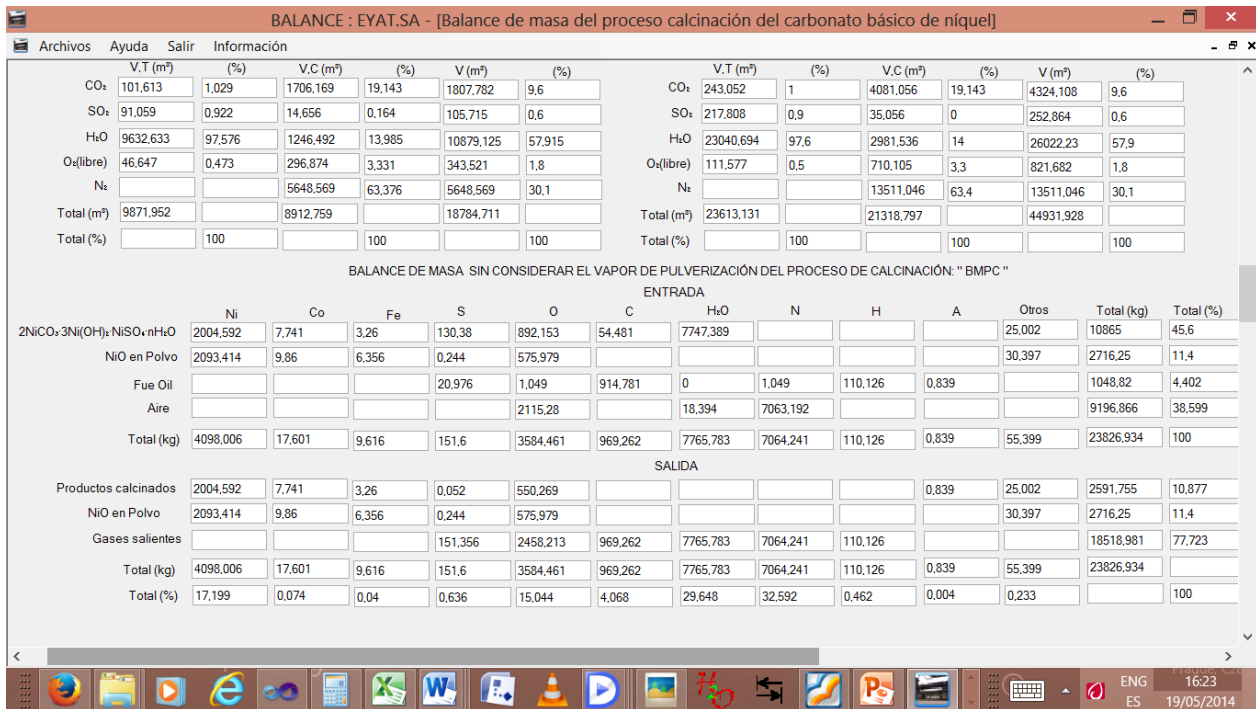


Figura 3.7: Programa del balance de masa del proceso calcinación.

Como se muestra bien en la figura 3.7, los resultados de resultados de balance de masa sin considerar el vapor de pulverización.

3.4.2 Software del balance energético del proceso de calcinación

Para el cálculo del balance de energía del proceso de calcinación, el software pide los siguientes parámetros: la temperatura de entrada y salida de los gases en diferentes zonas de trabajo, la temperatura de entrada y salida del CBN de la zona de secado – cadenas, la temperatura del producto calcinado, las temperaturas de la cubiertas del horno de la zona cadenas y de la zona de calcinación, los espesores iniciales de los ladrillos refractarios, las entalpías específicas del vapor inyectado al horno y la presión de entrada del vapor. A continuación se mostrará la página de entrada del cálculo energético.

BALANCE : EYAT.SA - [Balance de energía del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel.]

Archivos Ayuda Salir Información

NOTA: El presente cálculo de balance de energía se realiza a una hora de balance: $t_b = 1 \text{ h}$ o sea $t_b = 3600 \text{ s}$.

Por favor, introduzca los datos iniciales a analizar en USI:

Zona de cadenas			Perfiles de temperatura en (°C): Zona de calcinación			Zona de enfriamiento			Flujo de agua de enfriamiento en (m³/h):		Poder calórico del fue oil en (kJ/kg):				
tg.e	770	tm.e	80	tg.e	1250	tm.e	450	th.O.e (°C):	25	tm.e	825	QH.O:	110	E:	39250,750
tg.s	380	tm.s	450	tg.s	770	tm.s	825	th.O.s (°C):	45,5	tm.s	350				
trev	163	tac	169	trev	163	tac	313								

Vapor de pulverización:

Presión del vapor (kgf/cm²):

Nota: Presión del vapor oscila entre (9 a 10 kgf/cm²).

Pt en kgf/cm²	i(H.O.v) en kJ/kg	p(H.O.v) en kg/m³
9,25 kgf/cm²	☐ 2780 kJ/kg	☐ 4,675 kg/m³
9,50 kgf/cm²	☒ 2781 kJ/kg	☐ 4,795 kg/m³
9,75 kgf/cm²	☐ 2782 kJ/kg	☐ 4,915 kg/m³
10,0 kgf/cm²	☐ 2784 kJ/kg	☐ 5,035 kg/m³

Características de los ladrillos refractarios:

Espesores de los ladrillos de la zona de cadenas (m):

δrev 0,200 δac 0,025

δ(desgaste, 3 mes) en [m/ 3 mes]

Espesores de los ladrillos de la zona de calcinación (m):

δrev 0,250 δter 0,010 δac 0,035

δ(desgaste, 3 mes) en [m/ 3 mes]

0,010

Jefe de brigada:

Turno:

Calcular

ACÁPITES DE CALOR en (kJ)

Pérdida a través del revestimiento Q_{11}

Pulverización Q_{12}

Duchas de agua

H2O de enfriamiento

Aire

Poivo

Figura 3.8: Página de entrada del balance de energía del proceso de calcinación.

Después de integrar los datos iniciales, le manda a ejecutar el programa, inmediatamente el programa le extrae los resultados finales del balance energético y el balance de masa considerando el vapor de pulverización del proceso mediante la tabla y figura.

En el programa se controla el flujo de vapor a partir de la presión del vapor. Se evalúan también las pérdidas de calor por diferentes índices de pérdidas.

Las principales ventajas que tiene el software son el análisis de las pérdidas de calor a través de las paredes y el análisis del índice de consumo de fuel oil. En la planta de calcinación no existe ninguno autómatas programable para analizar estos dichos parámetros.

Limitaciones del software:

- ❖ Hecho solamente para el proceso de calcinación del CBN precisamente de la empresa Ernesto Che Guevara.
- ❖ El programa corre con los datos reales y no los datos falsos (datos reales del laboratorio y con justificación).
- ❖ Se instala fácil en Windows 8, para los Windows 7, Xp, Vista, solo se instala con la ayuda de Visual Basic. Net.

3.5 Valoración ecológica

Los aspectos principales ecológicos que se deben tener en cuenta durante el proceso se pueden mencionar por los siguientes:

1. Los principales gases producidos durante la calcinación del CBN

De acuerdo a los resultados del balance de masa, se determinaron las concentraciones de los gases salientes como se muestra en el anexo (A3 - 20). Los mayoritarios son: 10,0 % CO_2 , 31,7 % N_2 , 55,6 % H_2Ov .

Dióxido de carbono (CO_2): Este gas producto de la combustión es el fundamental que desprende del proceso de calcinación del CBN y de la combustión del fue oil. Este gas es considerado como una sustancia que contamina dada su baja toxicidad y su presencia en la atmósfera, pero se dan dos casos que lo hacen un contaminante peligroso en la actualidad.

- Produce un elevado efecto de retención del calor, el llamado efecto invernadero.
- Produce mayor calentamiento de la planta,
- Su concentración se aumenta a medida que se condensa por lo que provoca su expansión inmediata al atmosfera.

Por los motivos citados anteriormente es uno de los gases que más influyen en el grave problema ambiental del calentamiento global y el cambio climático. Se cree que la acumulación de CO_2 podría aumentar considerablemente la temperatura de la superficie terrestre y ocasionar desastres geoquímicos y ecológicos donde es el hombre el peor afectado.

Dinitrógeno (N_2): el dinitrógeno es compuesto muy peligroso y puede ocasionar infecciones respiratorias, entre ellas la bronquitis de los recién nacidos.

3.6 Valoración económica

Para la valoración económica de este trabajo es necesario tomar en consideración la posible aplicación del nuevo software creado (EYAT) de balance metalúrgico del proceso y las propuestas que se plantearon para cambiar los ladrillos refractarios y el control automático del horno de calcinación que permitirá la disminución de los consumo y las pérdidas innecesaria y el incremento de una producción continua de alta sensibilidad financiera. Si se aprueba la segunda propuesta planteada en el epígrafe 3.3, se ahorrará \$ 40 060,95 y se disminuye las pérdidas de calor a través de las paredes de 15,3 % hasta 8,5 % al mismo tiempo se reduce el índice de consumo del fuel oil.

Conclusiones parciales

Una vez realizada el capítulo 3, se llegan a las siguientes conclusiones:

- Se aplicó una nueva metodología de cálculo para realizar el balance de masa del proceso de calcinación. La metodología consiste el cálculo de la composición racional del carbonato básico de níquel considerando la n molécula de agua que se encuentra en la estructura del carbonato.
- Se realizó el balance de masa del proceso de calcinación para una hora y mediciones sin considerar el vapor de pulverización.
- El diagnóstico del balance de energía se demostró que la eficiencia energética (EFE) es aproximadamente 51 %. Sobre las pérdidas de energía se fundamentó las medidas potenciales para disminuir las correspondientes a las del revestimiento. Dichas medidas pueden disminuir el índice de consumo de fuel oil entre
- Se obtuvo una expresión matemática para calcular de la cantidad de ladrillos que lleva cada zona de trabajo del horno como parte de la metodología para el cálculo de las pérdidas de calor a través de las paredes.
- se calculó el flujo másico de vapor de pulverización como parte de la metodología de cálculo del balance de energía, el cual no se mide en la planta, cuyo índice de consumo respecto al flujo de fue oil (0,191 kg de VP por 1 kg de Fue Oil), lo que sirvió de base para completar el balance de masa y la programación del software.
- Se realizó un diagnóstico tecnológico del proceso donde se apreció los porcentos de los flujos que entran y salen del proceso tecnológico. La mayor pérdida es de los gases con 77,9 % y con el polvo 11,31%.
- Se aplicó una nueva metodología de cálculo para determinar el índice de consumo total de Fue Oil y se obtuvieron 0,405 t de Fue Oil por cada 1 t del óxido de níquel calcinado.
- Para la validación de los volúmenes de los gases salientes se calcularon las velocidades de los gases salientes de la zona de cadenas y la zona de calcinación donde se hallaron 2,2 m/s y 2,3 m/s respectivamente. Se aprecia que se encuentran en los límites deseados por las fabricas industriales (2 – 8 m/s), por lo tanto, el cálculo del volumen de los gases salientes es validable.



- Se hizo una valoración ecológica del proceso tecnológico donde se destacó los efectos de los principales gases salientes y el polvo sobre la salud de la población.
- Se planteó una propuesta para disminuir las pérdidas de calor a través de la paredes de 15,3 hasta 8,5 % y se reduce también el índice de consumo de fue oil, lleva consigo un ahorro de \$ 40 060,95.
- Se creó un software de cálculo para realizar los balances metalúrgicos del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel. Este programa creado sirve solamente para los cálculos del proceso de calcinación.



CONCLUSIONES GENERALES

Una vez realizada el trabajo, se llegan a las siguientes conclusiones:

- Se creó una herramienta computacional para realizar los balances de masa y energía del proceso de calcinación que permita evaluar el índice de consumo del fuel-oil y las pérdidas de calor ante diferentes condiciones operacionales.
- Se estableció una metodología de cálculo para los balances de masa y energía del proceso de calcinación, basada en las mediciones experimentales en la industria.
- Se demostró la efectividad de la metodología para los balances de masa y energía, materializada en el software que permitió proponer alternativas técnicas para disminuir las pérdidas de energía a través del revestimiento en cada zona de trabajo y el índice de consumo de fuel oil.
-



RECOMENDACIONES

De acuerdo a los análisis realizados, se recomiendan los siguientes aspectos:

- Realizar más estudios sobre las características generales del fuel oil en cuanto a sus propiedades químicas como sus propiedades físicas.
- Utilizar el software creado para realizar los cálculos de los balances metalúrgicos de la planta de calcinación para realizar la toma de decisión en caso de una alteración de algunos de los parámetros técnicos.
- A partir de los modelos obtenidos, agregar en el software el comportamiento de las pérdidas de calor y los índices de consumo a medida que se aumenta la velocidad de desgaste de los ladrillos refractarios.
- Cambiar completamente y remplazar por los siguientes:
 - En la zona de cadenas: cambiar la magnesita por una de chamota.
 - En la zona de calcinación y enfriamiento: reemplazar el ladrillo actual por una de mullita.



BIBLIOGRAFÍA

1. Arliuk B.I. (1985): “Regularidades del intercambio de calor en los hornos rotatorios”. Ts. Metalurgia (No.3), p. 67-73.
2. _____ (1996): A thermal model for the rotary kiln including heat transfer within the bed. *International Journal of Heat and Mass Transferv*39, July, p. 2131-&.
3. Boateng, A. A. y P. V. Barr (1997): “Granular flow modeling in the transverse plane of a partially filled rotating modeling”. *Journal of Fluid Mechanics*v330 (January 10), p. 233-249.
4. Brimaconbe, J. K. y A. P. Watbmison (1978): “Heat Transfer in a Direct-Fired Rotary Kiln: I. Pilot Plant and experimentation”. *Metallurgical Transaction B*, Vol. No. 6, p. 201-208.
5. _____ (1978a): “Heat Transfer in a Direct-Fired Rotary Kiln: II. Heat Flow Results and Their Interpretation”. *Metallurgical Transaction B*, Vol. No. 6, p. 209-218
6. Bui, R. T. (1997): “Computational modeling of thermophysical processes in the light metals industry”. *Reveu Generale de Termique* v 36 (Septiembre), p. 575 – 591.
7. Castaño F. et al: 2010: “la Revista de Iberoamericana de Automática e Informática Industrial” (RIAI), Madrid, España.
8. CHANG, A.R, I.A. YUZHANINOV, 1997: *Cálculo de los principales procesos en los hornos metalúrgicos*, 250 pp., Ed. Félix Varela, La Habana.
9. Columbié, N. A. (2001): “Modelación matemática del proceso de calcinación del C.B.N en el horno tubular rotatorio”. Tesis doctoral.
10. Cronin, K., B. Norton y J. Taylor (1997): “Drying lumber in kilns: A methodology for stochastic analysis using Markov modeling». *Drying Technology* vol. 15 (May-June), p. 765-790 (26).
11. Detkov, S. P. (1986): *Intercambio de calor en los hornos rotatorios*. Ts.M (No. 3), p. 48-51.
12. Kolyfetis, E. y N. C. Markatos (1996). “Aerodynamics and coal flame modeling in the burning zone of cement rotary kilns, 1”. *ZKG*
13. *International*, Vol. 49, p. 326& (8).
14. _____(1996a): “Aerodynamics and coal flame modeling in the burning zone of cement rotary kilns, 2”. *ZKG International*, Vol. 49, p. 24–35.



15. Lebas, E., F. Hanrot, D. Ablitzer, J. L. Houzelot (1995): “Experimental study of residence time, particle movement and bed depth profile in rotary kilns». *Canadian Journal of Chemical Engineering*, Vol. 73 (April), p. 173–180.
16. Mikos, M. y M. N. R. Jaeggi (1995): “Experiments on motion of sediment mixtures in a tumbling mill to study fluvial abrasion”. *Journal of hydraulic research*. Vol. 33, p. 751-772 (22).
17. MOLINA, H.R., R. E. VEGA, 1995: “Asimilación y control de la tecnología de adición de sulfuro de níquel al horno de calcinación”, 85 pp. ISMM, Facultad de Metalurgia y Electromecánica (Trabajo de diploma).
18. RABINOVICH V.A., Z. YA. JAVIN, 1978: *Pequeño manual de magnitudes físico-químicas*, 391 pp., Ed. Química, Leningrado (en ruso).
19. Riffaud, B. J. (1972): “Modeling and simulation of an Alumine Kiln”. *Chem. Ing. Proc. Tech.* Vol 17 (No. 5).
20. Rioshkevich, A. S., A. M Podkorbinshy y M. M. Rejnik (1979): “Modelo matemático de la transferencia de calor y de masa para la tostación de menas oxidadas de níquel en hornos rotatorios”. *Ts.M.* (No. 6), p. 11-15.
21. ROMERO, M.M., 1991: “Cinética de las reacciones topoquímicas”, 139 pp., IMRE, Universidad de La Habana (Tesis de doctorado en Ciencias Químicas).
22. ROMERO, M.M. YJ.C. LLÓPIZ, 1994: “Investigación cinética y termodinámica del carbonato básico de níquel industrial purificado por Colorimetría Diferencial de Barrido”, *Minería y Geología* XI(1) :25-28.
23. Romero, R. M. (1991): “Cinética de reacciones topo-químicas y la caracterización de productos intermedios de la industria niquelífera”
24. SAMSONOV, G.V., 1980: *Propiedades físico- químicas de los óxidos*, 472 pp., Ed. Metalurgia, 2da ed., Moscú (en ruso)
25. Schuster, L., A. Delvaux y M. Degrez (1997): “Plating in a barrel, how does it work? A study of local mass transfer and current density distribution in a barrel”. *Transaction of the institute of metal finishing*. Vol. 75 (July), part 4, p.154-157 (4).

Sitio Web

- www.sbmchina.net
- www.tecchnique.ingenieur.fr



- [Copyright](#) © 1999-2014 **www.Alibaba.com**, Inc. o afiliados. Todos los derechos reservados.

Software

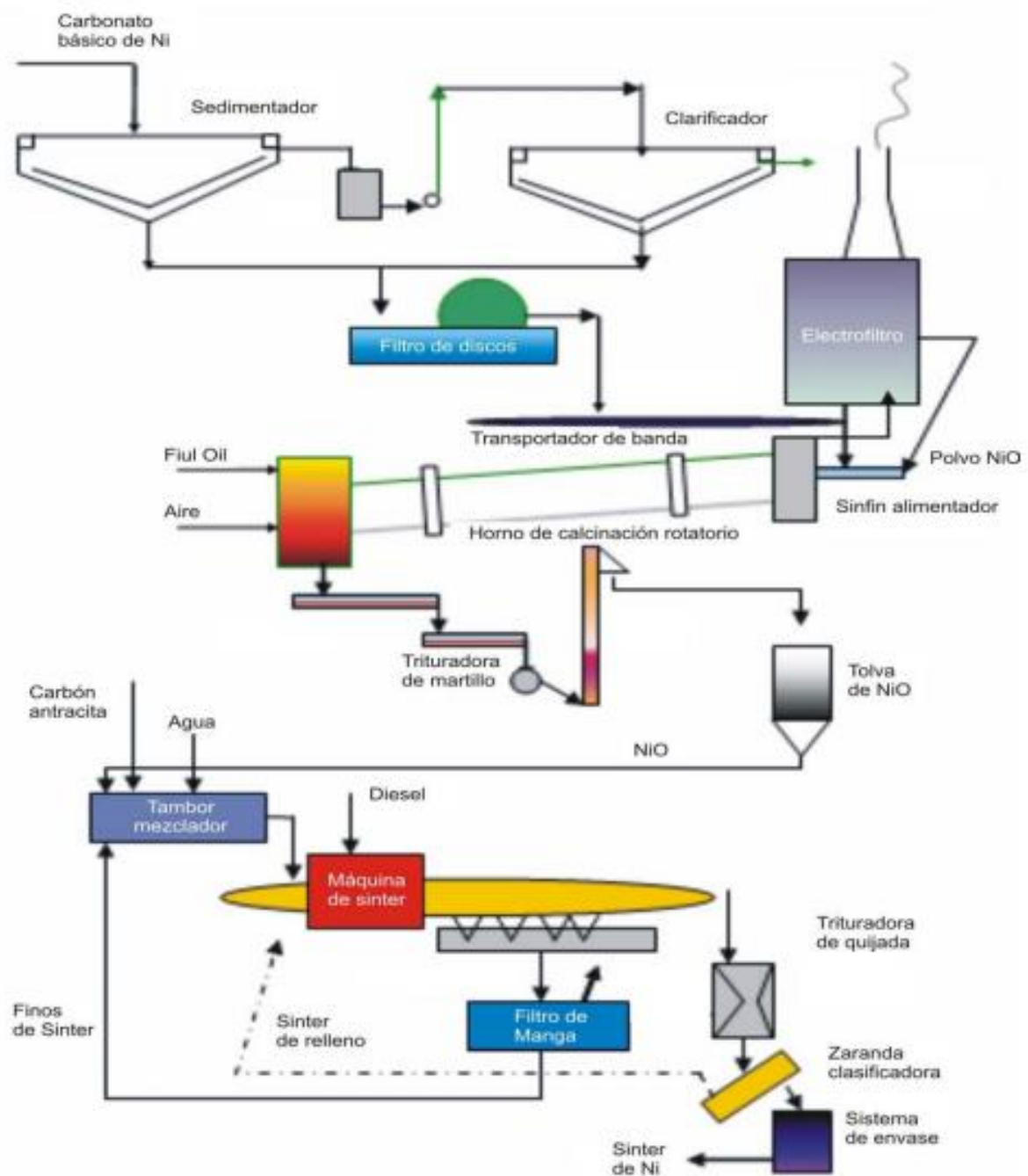
- Microsoft: Excel, Español, 2010;*
- Microsoft: Encarta, Matemática, 2009;*
- Microsoft: Word, Español, 2010;*
- Microsoft: Visual Basic. Net, English, 2010;*
- Microsoft: Visio, inglés, 2003;*
- AutoCAD: Design review, Français, 2009.*



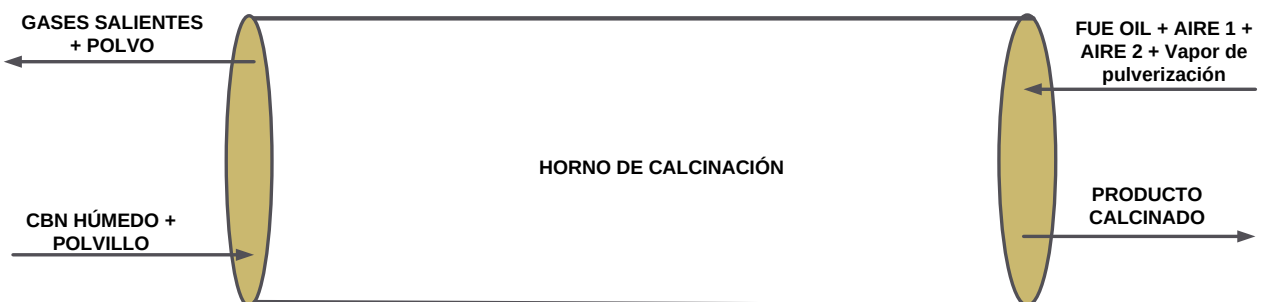
ANEXOS

ANEXOS DEL CAPÍTULO 1 (A1-0)

A1 – 1: Flujo tecnológico de la Planta de Calcinación y Sínter.



A1 – 2: Esquema del sistema de material del horno de calcinación.

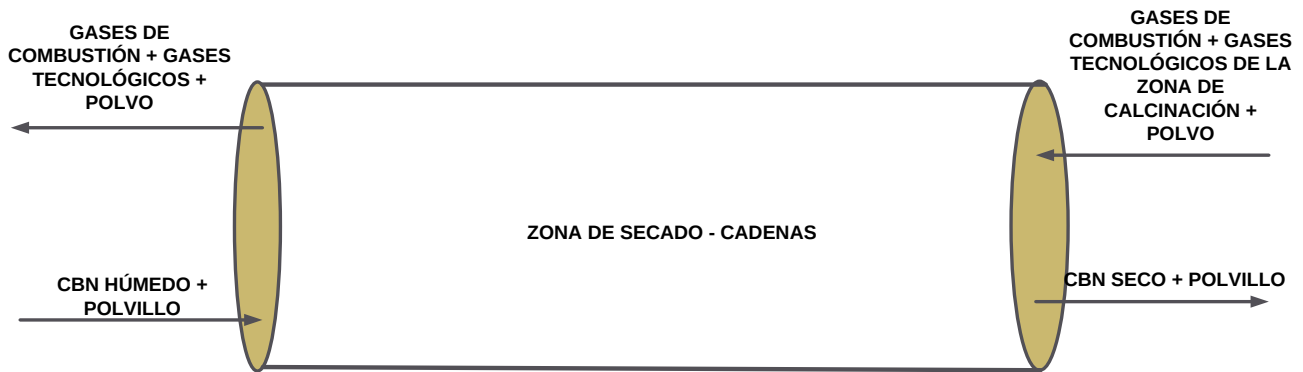




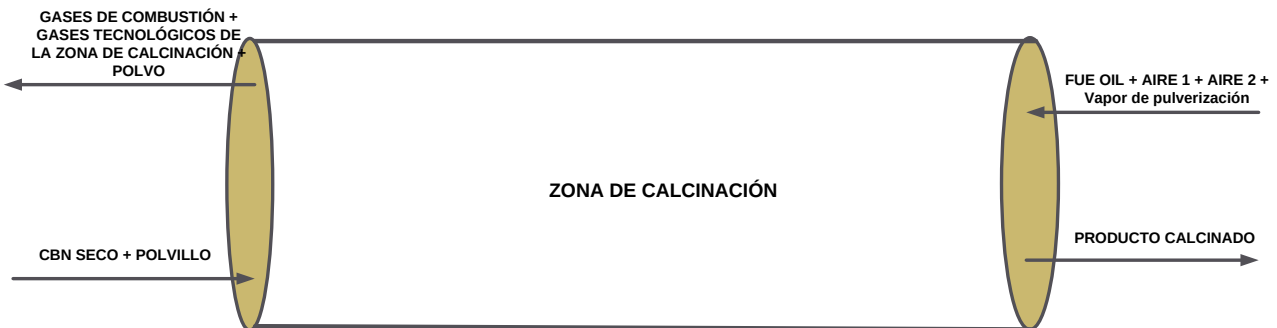
A1 – 3: Parámetros a controlar durante la producción del óxido de níquel.

Parámetros	u/m	Rango
Velocidad de rotación del motor principal	r.p.m.	0,2 – 0.83
Velocidad de rotación del motor auxiliar	r.p.m.	0,11
Alimentación de carbonato al horno	t/h	6 – 12
Descarga de óxido calcinado	t/h	2,25
Temperatura de salida del óxido	⁰ C	150
Composición química del óxido: Ni	%	> 76
Co	%	<1,0
Fe	%	< 0,7
S	%	< 0,03
Temperatura en la zona de calcinación T ₂	⁰ C	800 – 900
Temperatura promedio de los gases en la zona de secado – cadenas T ₃	⁰ C	550 – 590
Temperatura de los gases de salida T ₄	⁰ C	350 – 400
Temperatura de la combustión del Fue Oil (llama) T ₁	⁰ C	1300 – 1350
Temperatura del petróleo antes del quemador	⁰ C	120
Presión de petróleo	Kgf/cm ²	25
Volumen de aire primario	m ³ /h	4300
Volumen de aire secundario	m ³ /h	16000
Presión de aire primario	Mbar	150
Presión de aire secundario	Mbar	60
Temperatura del agua en la artesa	⁰ C	40 – 45
Máximo	⁰ C	50
Temperatura en las chumaceras de los rodillos	⁰ C	40,0 – 45,0
Máximo	⁰ C	60,0
Temperatura del aceite del reductor	⁰ C	40,0 – 45,0
Máximo	⁰ C	60,0
Presión del vapor de pulverización	Kgf/cm ²	9,0 – 10,0
Composición de los gases de salida		
O ₂	%	0,80 – 2,50
CO	%	0
CO ₂	%	10,0 – 16,0

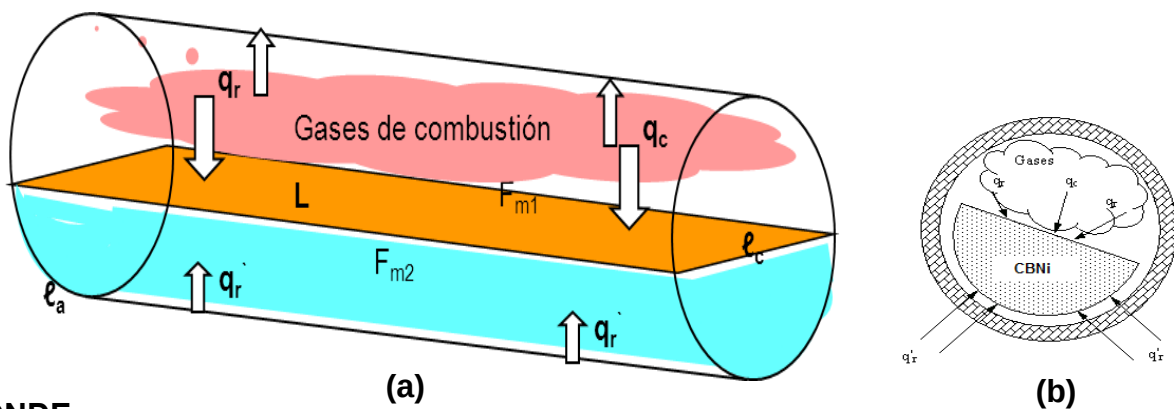
A1 – 4: Caracterización del sistema material de la zona de secado – cadenas



A 1 – 5: Caracterización del sistema material de la zona de calcinación.



A1 – 6: Formas de Transferencia de Calor (TC) dentro del horno: a) vista longitudinal; b) vista en un corte transversal.



DONDE,

q_c – flujos térmicos de superficie, en (W/m^2) por convección de los gases hacia el CBN.

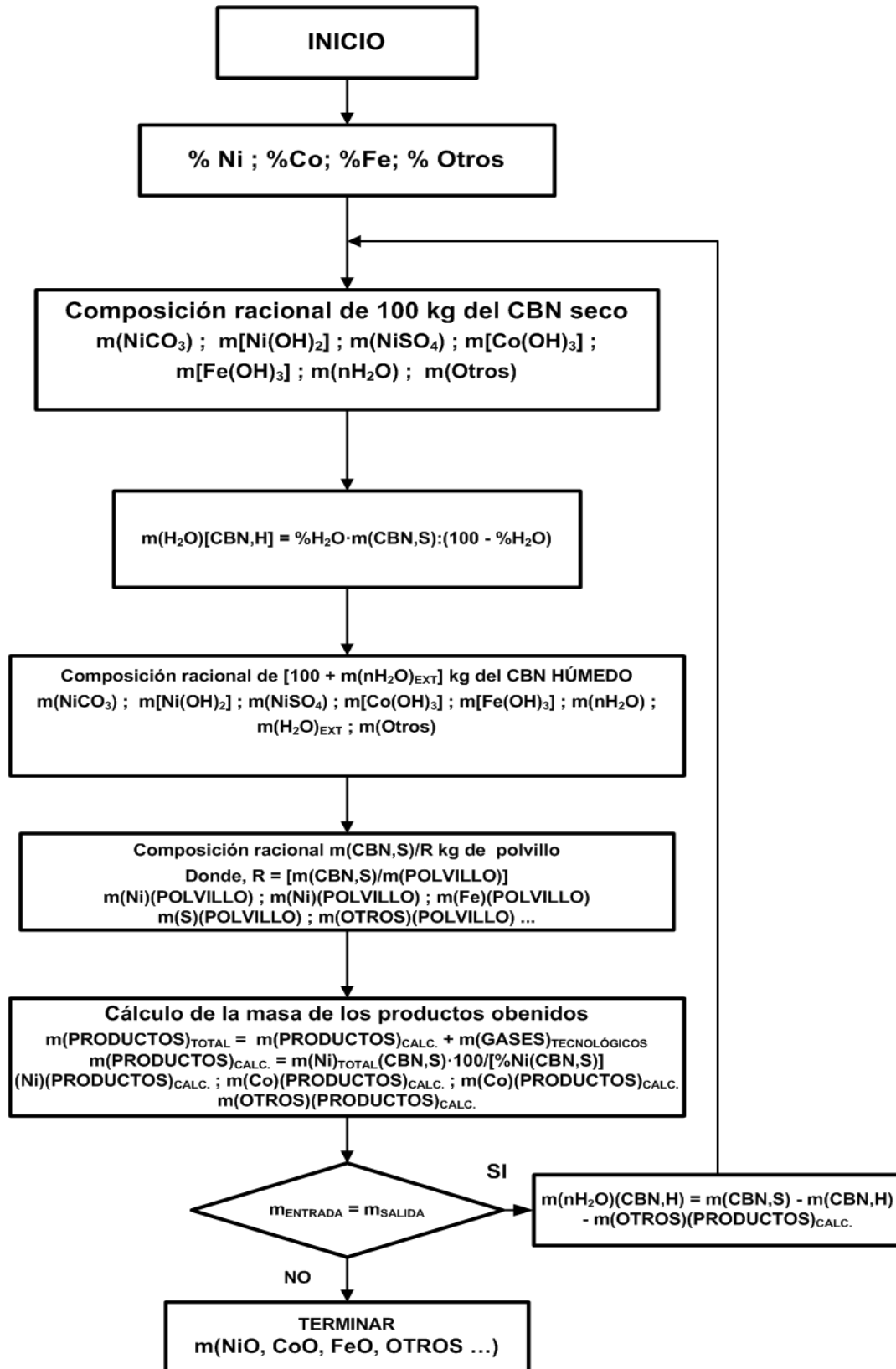
q_r, q_r' – flujos térmicos de superficie, en (W/m^2) por radiación de los gases y el revestimiento, respectivamente hacia el CBN.



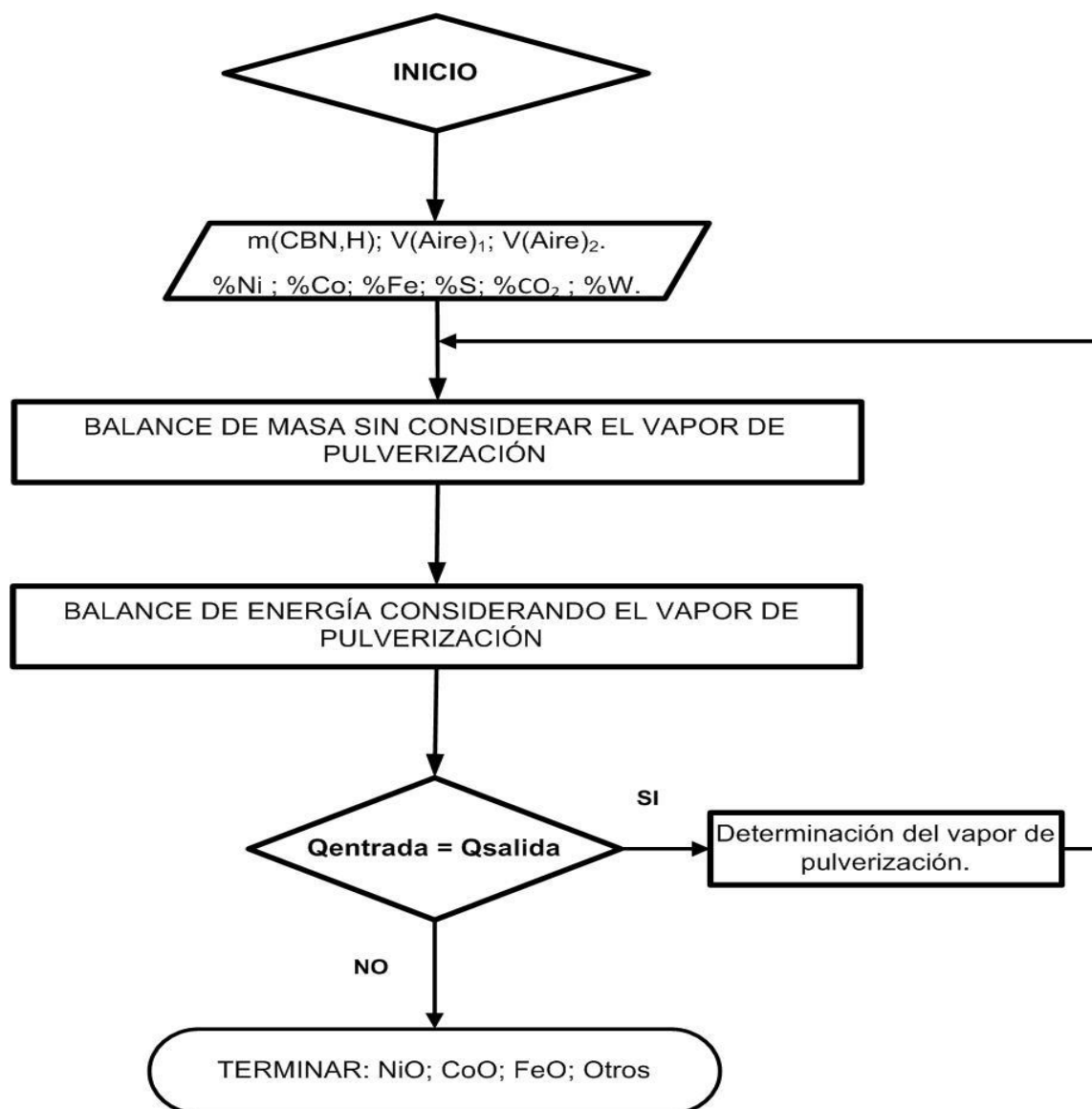
ANEXOS DEL CAPÍTULO 2

(A2-0)

A2 – 1: Algoritmo de programación del balance de masa.



A2 – 2: Algoritmo de programación del software de cálculo de los balances metalúrgicos.



A2 – 3: Composición química del carbonato básico de níquel. L

Contenidos de los elementos y compuestos (%)

Compuestos	Ni	Co	Fe	S	H ₂ O	CO ₂	Otros
C.B.Ni	49,20	0,19	0,08	3,2	63,5	4,9	-

Laboratorio de análisis químico de la empresa E.C.G

A2 – 4: Composición química del polvillo

Contenidos de los elementos y compuestos (%)

Compuestos	Ni	Co	Fe	S
Polvillo	77,07	0,349	0,234	0,009

Laboratorio de análisis químico de la empresa E.C.G

A2 – 5: Composición química de los productos calcinados.

Compuestos	Contenidos de los elementos y compuestos (%)			
	Ni	Co	Fe	S
Producto final	77,37	0,299	0,126	0,002

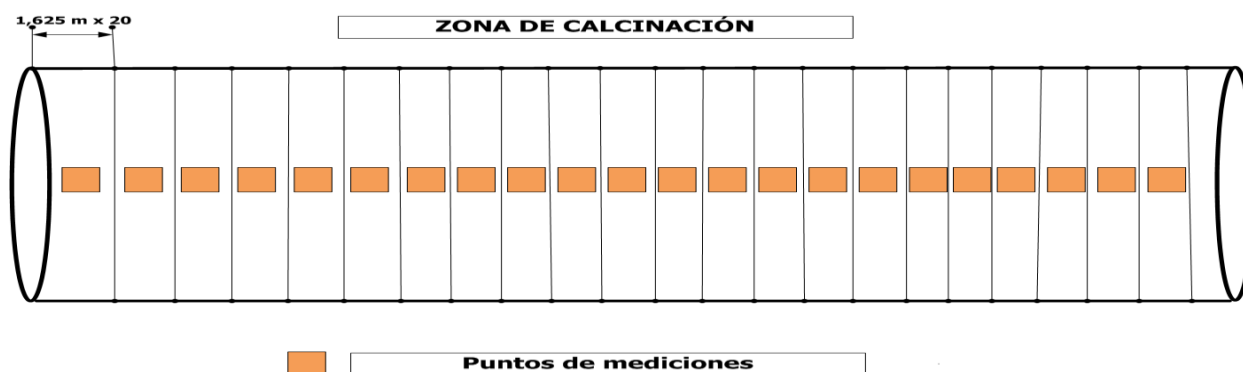
Laboratorio central de análisis químico de la empresa E.C.G

A2 – 6: Concentración de los gases salientes

Ensayos	Concentración de los gases salientes				
	CO ₂	O ₂	SO ₂	CO	N ₂
1	12,5	2,0	*	*	*
2	12,5	2,3			
3	12,5	2,5			

Grupo técnico de las mediciones de los gases de la empresa E.C.G

A2 – 7: Mediciones de las temperaturas al exterior del horno



A2 – 7a: Mediciones de temperaturas al exterior del Horno (Zona de Secado – Cadenas).

Temperaturas al exterior del horno: Zona de Secado - Cadenas

Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
1	87,00	98,50	118,10	127,80	149,80	179,10	191,50	196,30	208,30	220,80	230,40	221,00	232,60
2	85,60	95,70	180,20	123,00	131,20	180,20	186,70	197,80	203,90	219,70	219,70	217,90	233,00
3	87,70	92,50	120,00	159,60	173,80	183,70	186,40	200,10	201,70	211,40	219,50	217,80	234,70
4	81,10	91,30	121,80	125,90	158,60	161,90	176,90	186,20	200,40	202,50	215,00	221,40	234,30
5	82,60	97,30	108,60	112,00	153,20	178,00	179,30	185,20	201,60	202,30	214,50	223,90	235,50
6	87,60	91,50	118,30	131,90	157,40	175,20	193,50	185,50	201,80	208,00	218,40	227,40	234,40
7	85,00	98,60	112,00	124,20	151,50	177,90	189,00	183,90	190,40	196,50	203,70	216,50	236,10
8	86,70	98,60	112,40	118,50	130,50	186,90	176,20	184,30	195,50	198,50	213,20	219,00	227,70
9	85,00	92,90	117,50	125,60	150,40	176,70	176,20	183,90	192,40	198,60	214,50	215,90	225,70
10	80,60	90,70	110,10	120,60	150,70	170,60	175,70	182,40	193,40	195,60	211,40	210,70	229,70
Promedios	85	95	122	127	151	177	183	189	199	205	216	219	232
Promedio	169 °C												

A2 – 7b: Mediciones de temperaturas al exterior del Horno (Zona de Calcinación).

Temperaturas al exterior del horno: Zona de calcinación

Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
1	290	294	294	299	303	298	302	296	300	311	315	321	327	331	331	339	346	343	326	326
2	290	278	291	299	295	294	294	297	307	313	317	322	326	336	336	334	346	341	324	321
3	285	297	302	288	291	295	302	295	310	310	319	320	327	332	338	342	344	342	326	321
4	291	286	292	300	285	292	301	296	304	311	317	320	329	335	333	334	348	344	326	321
5	266	265	281	297	296	299	288	295	302	311	312	323	330	334	332	344	346	342	327	321
6	299	289	282	295	300	303	302	305	300	310	316	322	327	329	331	347	352	346	337	323
7	291	287	297	287	296	297	294	304	305	313	319	323	327	333	333	328	364	345	332	325
8	279	284	295	291	310	301	309	297	300	311	315	320	328	328	333	334	349	358	334	323
9	276	285	290	292	300	296	298	304	300	310	318	321	326	338	337	335	342	342	322	321
10	276	280	291	292	295	292	291	295	301	308	314	321	326	329	335	332	350	346	320	323
Prom.I	284	284	291	294	297	297	298	298	303	311	316	321	327	333	334	337	349	345	328	322
Prom.F	313 °C																			

A2 - 8: Mediciones de los parámetros del proceso de enfriamiento de los productos calcinados.

Compuestos	Parámetros de enfriamiento			
	T ₁ (°C)	T ₂ (°C)	Q ₁ (m ³ /s)	Q ₂ (m ³ /s)
Productos calcinados	850	350	x	x
Agua de enfriamiento	25	45,50	110	x

Las mediciones fueron realizadas por el diplomante

donde, (T₁;T₂) – temperaturas de [agua y productos calcinados] de enfriamiento antes y después del enfriamiento, respectivamente, °C; (Q₁;Q₂) – Flujos de [agua y productos calcinados] de enfriamiento antes y después del enfriamiento, kg/s.

A2 – 9: Vista del ladrillo refractario inicial y final.



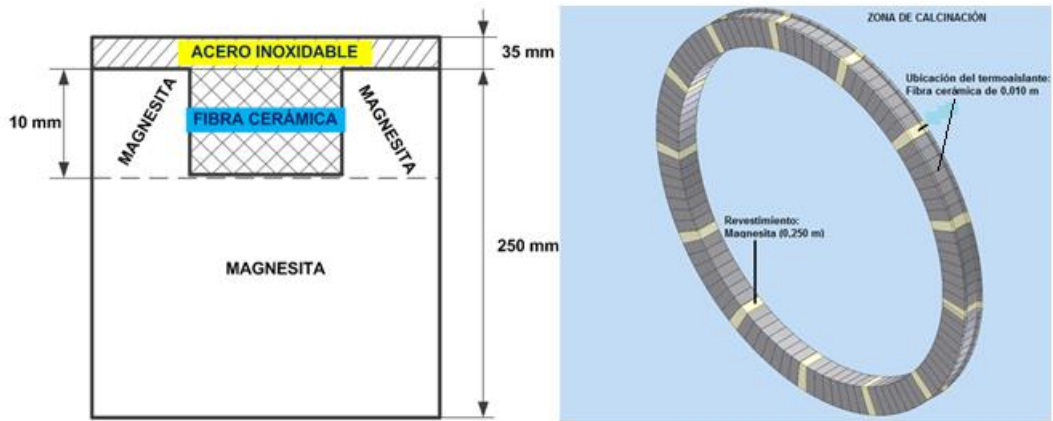


Figura 2.1: Vista del ladrillo refractario del horno (Zona de Calcinación). ANSYS VERSIÓN 2010.

A2 - 10: Propiedades física de los materiales refractarios.

Propiedades físico mecánicas	Dimensiones, expresado en (mm)					
	Secado - Cadena			Calcinación		
	R	T	C	R	T	C
Conductividad térmica [W/(m.°C)]		0,0392	46,500	2,309	0,0392	46,500
Densidad [kg/m³]	2430	300	7850	2700	300	7850
Temperatura maxima [°C]		1100	300	1580	1100	300
Temperatura promedio [°C]		930	284,20	1375,5	930	284,20
Temperatura mínima [°C]		760	283	1171	760	283
Resistencia al choques térmicos [°C.min]	30			30		
Resistencia a la compresión en la T [MPa]	53			85		
Refractariedad [Cone ORTON]	33					
Espesor [mm]	194	9	35	250	9	35

Magnesita y Marca	Dimensiones, expresado en (mm)			
	Secado – Cadena		Calcinación	
	X	y	z	h
220: G775	96,0	79,0	193,0	194,0
620: O775	91,0	89,0	191,0	194,0
225: G775	90,0	77,0	181,0	235,0
625: O775	95,0	89,0	181,0	235,0

Las mediciones fueron realizadas por el diplomante

donde, x – ancho del ladrillo, mm; y – largo del ladrillo, mm; z – longitud del ladrillo, mm; h – altura del ladrillo, mm.

A2 - 11: Propiedades físicas y precio del Fue Oil por cada tonelada del combustible

Características físicas del combustible: FUE-OIL

Parámetros	Magnitudes	Unidades
Cp(a) - Capacidad calorífica media específica de aire.	1,305	kJ/(m ³ ·°C)
Cp(c) - Capacidad calorífica media específica de combustible.	2,1	kJ/(kg·°C)
ta - temperatura absoluta del aire..	30	°C
tc - temperatura de entrada de combustible.	150	°C
Pv - presión de tiro del vapor	9,20	kgf/cm ²
Tv- temperatura del vapor de agua de pulverización	175,50	°C
Ic - índice de consumo de combustible	440	kg/t de NiO
$\mu_{FUE\ OIL}$ - precio del Fue Oil por cada tonelada del combustible	598,27	USD/t de NiO

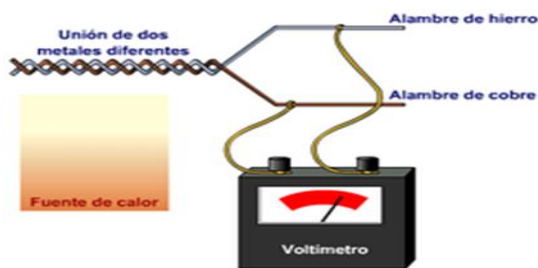
Composición química del FUE OIL, (%)

Combustible	C	S	H	O	N	A	W
FUE OIL	87,22	2,00	10,50	0,1	0,1	0,08	0,00

Laboratorio central de análisis químico de la empresa E.C.G

Poder calórico del fue oil: 9509,009 kcal/kg, sea 39842,750 kJ/kg.

A2 – 12: Diagrama de funcionamiento de las termocuplas.



A2 – 13: Vista del pirómetro óptico utilizado para medir la temperatura a exterior del horno.





A2 - 14: Perfiles de temperatura de entrada y salida de los gases y la carga en las zonas de trabajo del horno.

HTR –CBNi: Material								
E.C.G	Zona de Secado - cadena		Zona de Calcinación			Zona de Enfriamiento		
	$T_{g, \text{sale}}$ °C	$T_{m, \text{entra}}$ °C	$T_{g, \text{entra}}$ °C	$T_{s, \text{sale}}$ °C	$T_{m, \text{entra}}$ °C	$T_{g, \text{sale}}$ °C	$T_{m, \text{entra}}$ °C	$T_{m, \text{sale}}$ °C
Datos	380	80	770	825	450	1250	825	350

A2 - 15: Perfiles de temperatura de los productos calcinados.

Mediciones	Perfiles de temperatura del material			
	1	2	3	4
PRODUCTOS CALCINADOS	825	789	856	995
PROMEDIO	866			

A2 - 16: Perfiles de temperatura de los gases salientes en el horno

Mediciones	Perfiles de temperatura			
	1	2	3	4
GASES	998	990	987	1000
PROMEDIO	994			



ANEXOS DEL CAPÍTULO 3

(A3-0)



A3 - 1: Composición racional de **CBN SECO** sin considerar las n moléculas de agua.

COMPUESTOS	ELEMENTOS								Total kg	Total (%)
	Ni	Co	Fe	C	S	O	H ₂ O	Otros		
NiCO ₃	265,875			54,481		217,744			538,101	13,21
NiSO ₄	238,352				130,380	260,272			629,004	15,44
Ni(OH) ₂	1500,365					409,586	461,194		2371,146	58,20
Fe(OH) ₃			3,260			1,401	1,577		6,238	0,15
Co(OH) ₃		7,741				3,150	3,546		14,437	0,35
Otros								515,449	515,449	12,65
Total (kg)	2004,593	7,741	3,260	54,481	130,380	892,153	466,318	515,449	4074,375	100,0
Total (%)	49,200	0,190	0,08	1,337	3,200	21,897	11,44	12,65	100,0	*

A3 - 2: Composición racional de **POLVILLO** o (Polvo de recirculación).

COMPUESTOS	ELEMENTOS							Total kg	Total (%)
	Ni	Co	Fe	S	O	Otros			
Polvillo	2093,414	9,480	6,356	0,244	575,875			2685,370	98,9
Otros						30,880		30,880	1,1
Total (kg)	2093,414	9,480	6,356	0,244	575,875	30,880		2716,250	100,0
Total (%)	77,070	0,349	0,234	0,009	21,2	1,137		100,0	*

A3 - 3: Composición racional de **PRODUCTOS CALCINADOS**.

COMPUESTOS	ELEMENTOS							Total kg	Total (%)
	Ni	Co	Fe	S	O	Otros			
PROD. FINAL	2004,593	7,741	3,260	0,052	550,269	25,003		2590,917	100,0
Total (kg)	2004,593	7,741	3,260	0,052	550,269	25,003		2590,917	100,0
Total (%)	77,370	0,299	0,126	0,002	21,2	1,0		100,0	*

A3 – 4a: Composición racional de **CBN SECO** considerando las n moléculas de agua.

COMPUESTOS	ELEMENTOS								Total kg	Total (%)
	Ni	Co	Fe	C	S	O	H ₂ O	Otros		
NiCO ₃	265,875			54,481		217,744			538,101	13,21
NiSO ₄	238,352				130,380	260,272			629,004	15,44
Ni(OH) ₂	1500,365					409,586	461,194		2371,146	58,20
Fe(OH) ₃			3,260			1,401	1,577		6,238	0,15
Co(OH) ₃		7,741				3,150	3,546		14,437	0,35
nH ₂ O							490,447		490,447	12,04
Otros								25,003	25,003	0,61
Total (kg)	2004,593	7,741	3,260	54,481	130,380	892,153	956,765	25,003	4074,375	100,0
Total (%)	49,200	0,190	0,08	1,337	3,200	21,897	23,482	0,614	100,0	*

A3 – 4b: Composición racional de **CBN HÚMEDO** considerar las n moléculas de agua.

COMPUESTOS	ELEMENTOS								Total kg	Total (%)
	Ni	Co	Fe	C	S	O	H ₂ O	Otros		
C.B.Ni	2004,593	7,741	3,260	54,481	130,380	892,153	956,765	25,003	4074,375	37,5
H ₂ O (libre)							6790,625		6790,625	62,5
Total (kg)	2004,593	7,741	3,260	54,481	130,380	892,153	7747,390	25,003	10865,000	100,0
Total (%)	18,450	0,071	0,030	0,501	1,200	8,211	71,306	0,230	100,0	*



A3 – 4c: Composición racional de (CBN HÚMEDO + POLVILLO).

COMPUESTOS	ELEMENTOS									Total (%)
	Ni	Co	Fe	C	S	O	H ₂ O	Otros	Total kg	
CBN	2004,593	7,741	3,260	54,481	130,380	892,153	7747,390	25,003	10865,000	80,0
Povillo	2093,414	9,480	6,356		0,244	575,875		30,880	2716,250	20,0
Total (kg)	4098,006	17,221	9,616	54,481	130,624	1468,028	7747,390	55,883	13581,250	100,0
Total (%)	30,2	0,1	0,1	0,4	1,0	10,8	57,0	0,4	100,0	*

A3 - 5: Composición racional de los gases salientes a condiciones normales.

ELEMENTOS								
COMPUESTOS	C	S	O	H ₂ O	Total (kg)	Total (m ³)	(kg/m ³)	Total (%)
CO ₂	54,481		145,163		199,644	101,614	1,96	2,4
SO ₂		130,328	130,084		260,412	91,059	2,86	3,1
H ₂ O				7747,390	7747,390	9632,634	0,80	93,6
O ₂ libre			66,637		66,637	46,646	1,43	0,8
Total (kg)	54,481	130,328	341,884	7747,390	8274,083	9871,952	0,84	100,000
Total (%)	0.7	1.6	4.1	93.6	100.0	*	*	*

A3 - 6: Balance material de C.B.N sin considerar el combustible y el vapor de pulverización

Entrada										
Compuestos	Ni	Co	Fe	C	S	O	H ₂ O	Otros	Total kg	Total (%)
CBN	2004,593	7,741	3,260	54,481	130,380	892,153	7747,390	25,003	10865,000	100,0
Total (kg)	2004,593	7,741	3,260	54,481	130,380	892,153	7747,390	25,003	10865,000	100,0
Total (%)	30,2	0,1	0,1	0,4	1,0	10,8	57,0	0,4	100,0	*
Salida										
PRODUCTOS	2004,593	7,741	3,260		0,052	550,269		25,003	2590,917	23,9
GASES				54,481	130,328	341,884	7747,390		8274,083	76,1
Total (kg)	2004,593	7,741	3,260	54,481	130,380	892,153	7747,390	25,003	10865,000	100,0
Total (%)	30,2	0,1	0,1	0,4	1,0	10,8	57,0	0,4	100,0	*

A3 - 7: Balance material de C.B.N sin considerar el combustible y el vapor de pulverización

Entrada										
Compuestos	Ni	Co	Fe	C	S	O	H ₂ O	Otros	Total kg	Total (%)
CBN	2004,593	7,741	3,260	54,481	130,380	892,153	7747,390	25,003	10865,000	80,0
POLVILLO	2093,414	9,480	6,356	0,000	0,244	575,875		30,880	2716,250	20,0
Total (kg)	4098,006	17,221	9,616	54,481	130,624	1468,028	7747,390	55,883	13581,250	100,0
Total (%)	30,2	0,1	0,1	0,4	1,0	10,8	57,0	0,4	100,0	*
Salida										
PRODUCTOS	2004,593	7,741	3,260		0,052	550,269		25,003	2590,917	19,1
GASES				54,481	130,328	341,884	7747,390		8274,083	60,9
POLVO	2093,414	9,480	6,356	0,000	0,244	575,875		30,880	2716,250	20,0
Total (kg)	4098,006	17,221	9,616	54,481	130,624	1468,028	7747,390	55,883	13581,250	100,0
Total (%)	30,2	0,1	0,1	0,4	1,0	10,8	57,0	0,4	100,0	*

A3 – 8: Composición racional del Fuel Oil.

COMPUESTOS	C	S	H	O ₂	N ₂	A	W	(kg)	(%)
Fuel Oil	914,78	20,98	110,126	1,05	1,05	0,84	0,00	1048,82	100
(kg)	914,78	20,98	110,126	1,05	1,05	0,84	0,00	1048,82	100
(%)	87,22	2,000	10,5	0,1	0,1	0,08	0	100	

A3 – 8a: Composición racional del Fue Oil

Determinación de la cantidad de aire teórica

Cálculo de la masa total de oxígeno del aire primario.

$$m(O_2)_{Total} = \left[\frac{m(C)}{MM(C)} + 0,50 \cdot \frac{m(H_2)}{MM(H_2)} + \frac{m(S)}{MM(S)} \right] \cdot MM(O_2)$$

$$m(O_2)_{Total} = \left[\frac{914,78}{12,010} + 0,50 \cdot \frac{110,126}{2,032} + \frac{20,98}{32,060} \right] \cdot 32,00 = 3332,338 kg$$

Cálculo de la masa del aire soplado por el quemador

$$m(O_2)(soplado) = m(O_2)_{Total} - m(O_2)(Fue Oil)$$

$$m(O_2)(soplado) = 3332,338 - 1,05 = 3331,289 kg$$

Cálculo del volumen del aire soplado.

$$V(O_2)(soplado) = \frac{3331,289}{32} \cdot 22,4 = 2331,902 m^3$$

$$m^3 = \frac{kg}{g \cdot mol^{-1}} \cdot L \cdot mol^{-1}$$

$$[m^3] = [m^3]$$

Cálculo de la masa y volumen de nitrógeno soplado

$$m(N_2)(soplado) = \frac{77}{23} \cdot 3331,289 = 11152,577 kg$$

Donde' %N₂- contenido de nitrógeno en el aire, 77 %; %O₂- contenido de oxígeno en el aire, 23%.

$$V(N_2)(soplado) = \frac{11152,577}{28,034} \cdot 22,4 = 8917,60 m^3$$

De esta forma, la cantidad teórica de aire necesaria para la combustión de 1 kg de polvo de carbón es igual entonces:

$$m(aire)(soplado) = 3331,289 + 11152,577 = 14483,866 kg$$

$$V(aire)(soplado) = 2331,902 + 8917,60 = 11249,505 m^3$$

Determinación de la cantidad de aire teórico

$$L_o = \frac{V(\text{Aire})(\text{soplado})}{m(\text{Fuel oil})} \quad (3.51)$$

$$L_o = \frac{11249,505}{1048,820} = 10,726 \text{ m}^3 / \text{kg}$$

- **Determinación de la cantidad práctica de aire**

La cantidad práctica de aire es igual al producto de la cantidad de aire teórico por un coeficiente de exceso del mismo. Se calcula por la siguiente fórmula matemática.

$$L_a = L_o \cdot \alpha \quad (3.52)$$

Donde, α - coeficiente de exceso de aire. $\alpha = 1,25$

- Oxígeno práctico: $m(\text{O}_2)_p = m(\text{O}_2)_s \cdot \alpha$; $V(\text{O}_2)_p = [m(\text{O}_2)_p / \text{MM}(\text{O}_2)] \cdot V_o$
 $m(\text{O}_2)_p = 3331,289 \cdot 1,25 = 4164,111 \text{ kg}$; $V(\text{O}_2)_p = [4164,111 / 32] \cdot 22,4 = 2914,878 \text{ m}^3$

- Nitrogeno práctico: $m(\text{N}_2)_p = m(\text{N}_2)_s \cdot \alpha$; $V(\text{N}_2)_p = [m(\text{N}_2)_p / \text{MM}(\text{N}_2)] \cdot V_o$
 $m(\text{N}_2)_p = 11152,577 \cdot 1,25 = 13940,721 \text{ kg}$;

$$V(\text{O}_2)_p = [13940,721 / 28] \cdot 22,4 = 11147,003 \text{ m}^3$$

$$\text{Aire práctico será: } V(\text{aire})_p = 2914,878 + 11147,003 = 14061,881 \text{ m}^3$$

$$L_a = L_o \cdot \alpha = 10,726 \cdot 1,25 = 13,407 \text{ m}^3 / \text{kg}$$

- **Determinación de la masa de los productos obtenidos de la combustión del Fuel Oil**

Cálculo de la cantidad de CO₂ obtenido de la combustión

$$m(\text{CO}_2) = [m\{\text{C}\} / M\{\text{C}\}] \cdot M\{\text{CO}_2\} \quad ; \quad V(\text{CO}_2) = [m(\text{CO}_2) / M(\text{CO}_2)] \cdot V_o$$

$$m(\text{CO}_2) = [914,78 / 12,010] \cdot 44,010 = 3352,165 \text{ kg} \quad ; \quad V(\text{CO}_2) = [3352,165 / 44,010] \cdot 22,4 = 1706,169 \text{ m}^3$$

Cálculo de la cantidad de SO₂ obtenido de la combustión

$$m(\text{SO}_2) = [m\{\text{S}\} / M\{\text{S}\}] \cdot M\{\text{SO}_2\} \quad ; \quad V(\text{SO}_2) = [m(\text{SO}_2) / M(\text{SO}_2)] \cdot V_o$$

$$m(\text{SO}_2) = [20,98 / 32,060] \cdot 64,060 = 41,914 \text{ kg} \quad ; \quad V(\text{SO}_2) = [41,914 / 64,060] \cdot 22,4 = 14,656 \text{ m}^3$$

Cálculo de la cantidad de H₂O obtenido de la combustión

$$m(\text{H}_2\text{O}) = [m\{\text{H}_2\} / M\{\text{H}_2\}] \cdot M\{\text{H}_2\text{O}\} + m(\text{W})(\text{Fuel oil}) \quad ; \quad V(\text{H}_2\text{O}) = [m(\text{H}_2\text{O}) / M(\text{H}_2\text{O})] \cdot V_o$$

$$m(\text{H}_2\text{O}) = [110,126 / 2,016] \cdot 18,016 + 0,00 = 984,143 \text{ kg} \quad ; \quad V(\text{H}_2\text{O}) = [984,143 / 18,016] \cdot 22,4 = 1223,623 \text{ m}^3$$

Cálculo de la cantidad de O₂ libre obtenido de la combustión

$$m(\text{O}_2)_{\text{libre}} = m(\text{O}_2)_p - m(\text{O}_2)_s \quad ; \quad V(\text{O}_2)_{\text{libre}} = [m(\text{O}_2) / M(\text{O}_2)] \cdot V_o$$

$$m(\text{O}_2)_{\text{libre}} = 4164,111 - 3331,289 = 832,822 \text{ kg} \quad ; \quad V(\text{O}_2)_{\text{libre}} = [832,822 / 32] \cdot 22,4 = 582,976 \text{ m}^3$$

Cálculo de la cantidad de N₂ libre obtenido de la combustión

$$m(\text{N}_2)_{\text{libre}} = m(\text{N}_2)_p + m(\text{N}_2) (\text{Fuel oil}) \quad ; \quad V(\text{N}_2)_{\text{libre}} = [m(\text{N}_2) / M(\text{N}_2)] \cdot V_o$$



$$m(N_2)_{\text{libre}} = 13940,721 + 1,05 = 13941,771 \text{ kg} ; V(N_2)_{\text{libre}} = [13941,771 / 28,014] \cdot 22,4 = 11147,842 \text{ m}^3$$

La masa total de los productos obtenidos de la combustión

$$m(\text{productos})_{\tau} = m(\text{CO}_2) + m(\text{H}_2\text{O}) + m(\text{SO}_2) + m(\text{O}_2)_{\text{libre}} + m(N_2)_{\text{libre}}$$

$$m(\text{productos})_{\tau} = 3352,165 + 984,143 + 41,914 + 832,822 + 13941,770 = 19152,813 \text{ kg.}$$

Tabla A3 – 8b: Balance de la combustión del fuel oil real.

Entrada		
Componentes	Total (kg)	Total (%)
1. Fuel - Oil	1048,820	5,476
2. Aire	18104,832	94,524
Total (kg)	19153,652	100,0
Total (%)	100,000	*
Salida		
3. Productos de la combustión	19152,813	99,996
4. Cenizas (A)	0,839	0,004
Total (kg)	19153,652	100,0
Total (%)	100,000	*

A3 - 9: Composición de los productos de la combustión, % (volumétrico)

ELEMENTOS							
COMPUESTOS	CO ₂	H ₂ O	SO ₂	O ₂	N ₂	Total (kg)	Total (%)
Combustible	3269,917	1077,8706	130,906	1,049	1,049	4480,792	100
Total (kg)	3269,917	1077,871	130,906	1,049	1,049	4480,792	100,0
Total (%)	72,976	24,055	2,922	0,023	0,023	100,000	*

A3 – 9a: Composición racional de los gases de combustión a condiciones normales.

Balance volumétrico de los gases tecnológicos a condiciones normales							
Compuestos	CO ₂	SO ₂	H ₂ O	O ₂	N ₂	Total (m ³)	Total (%)
Combustión del Fuel Oil	1664,307	45,774	1350,591	0,734	0,839	3062,245	100,0
Total (m³)	1664,307	45,774	1350,591	0,734	0,839	3062,245	100
Total (%)	54,3	1,5	44,1	0,02	0,03	100	

A3 - 10: Composición racional volumétrica de los aires inyectados al horno para la combustión completa del Fuel Oil a condiciones reales.

Composición racional volumétrica de los aires: a condiciones reales					
Compuestos	H ₂ O	O ₂	N ₂	Total (m ³)	Total (%)
Aire primario	16,824	878,860	3289,365	4185,050	53,5
Aire secundario	8,344	435,867	1631,346	2075,556	26,5
Exceso de Aire	6,292	328,682	1230,178	1565,151	20,0
Total (m³)	31,460	1643,409	6150,889	7825,757	100
Total (%)	0,40	21,00	78,60	100	



A3 – 10a: Composición racional volumétrica de los aires a condiciones normales

Composición racional másica de los aires: a condiciones normales					
Compuestos	H ₂ O	O ₂	N ₂	Total (m ³)	Total (%)
Aire primario	15,158	791,845	2963,686	3770,688	53,5
Aire secundario	7,518	392,712	1469,826	1870,056	26,5
Exceso de Aire	5,669	296,139	1108,378	1410,186	20,0
Total (m ³)	28,345	1480,695	5541,890	7050,930	100,0
Total (%)	0,4	21,0	78,6	100,0	

A3 – 10b: Balance de la combustión del Fue Oil.

BALANCE DE MASA DE LA COMBUSTIÓN DE FUE OIL									
Elementos	C	S	O	H ₂ O	A	N	H	Total (kg)	Total (%)
ENTRADA									
Fuel Oil	892,336	24,542	1,049	8,391	0,839	1,049	120,614	1048,820	10,2
Aire			2115,279	18,394	0,000	7063,192		9196,865	89,8
Total (kg)	892,336	24,542	2116,328	26,784	0,839	7064,241	120,614	10245,685	100,0
Total (%)	8,7	0,2	20,7	0,3	0,0	68,9	1,2	100,0	
SALIDA									
Prod. comb.	892,336	24,542	2116,328	26,784		7064,241	120,614	10244,846	100,0
Ceniza (A)					0,839			0,839	0,0
Total (kg)	892,336	24,542	2116,328	26,784	0,839	7064,241	120,614	10245,685	100,0
Total (%)	8,7	0,2	20,7	0,3	0,0	68,9	1,2	100,0	

A3 – 11: Composición racional másica de los aires inyectados al horno para la combustión completa del Fue Oil a condiciones normales.

Composición racional volumétrica de los aires: a condiciones normales					
Compuestos	H ₂ O	O ₂	N ₂	Total (kg)	Total (%)
Aire	18,394	2115,279	7063,192	9196,865	100
Total (kg)	18,394	2115,279	7063,192	9196,865	100,0
Total (%)	0,2	23,0	76,8	100,0	

A3 - 12: Composición racional de los gases salientes sin considerar el vapor de pulverización

G.T		G.C		G.S		G.T		G.C		G.S			
	V.T (m³)	(%)	V.C (m³)	(%)	V (m³)	(%)		V.T (m³)	(%)	V.C (m³)	(%)	V (m³)	(%)
CO₂	101.613	1	1706.169	19,1	1807.782	9,6	CO₂	243.052	1	4081.056	19,143	4324.108	10
SO₂	91.059	0,9	14.656	0,2	105.715	0,6	SO₂	217.808	1	35.056	0	252.864	1
H₂O	9632.633	97,6	1246.492	14	10879.125	57,9	H₂O	23040.694	98	2981.536	14	26022.23	58
O₂(libre)	46.647	0,5	296.874	3,3	343.521	1,8	O₂(libre)	111.577	0	710.105	3	821.682	2
N₂			5648.569	63,4	5648.569	30,1	N₂			13511.046	63	13511.046	30
Total (m³)	9871.952		8912.759		18784.711		Total (m³)	23613.131		21318.797		44931.928	
Total (%)		100		100		100	Total (%)		100		100		100



BALANCE MATERIALES PARA UNA HORA Y MEDICIONES EXPERIMENTALES													
Elementos	Ni	Co	Fe	C	S	O	H₂O	A	N	H	Otros	(kg)	(%)
ENTRADA													
CBN	2004,593	7,741	3,260	54,481	130,380	892,153	7747,390				25,003	10865,000	51,5
Fuel Oil				892,336	24,542	1,049	8,391	0,839	1,05	120,614		1048,820	5,0
Aire						2115,279	18,393		7063,191			9196,865	53,5
Total (kg)	2004,593	7,741	3,260	946,817	154,922	3008,481	7774,174	0,839	7064,241	120,614	25,003	21110,685	100,0
Total (%)	9,5	0,0	0,0	4,5	0,7	14,3	36,8	0,0	33,5	0,6	0,1	100,0	
SALIDA													
NiOp Final	2004,593	7,741	3,260		0,052	550,269		0,839			25,003	2591,756	12,3
Gases				946,817	154,871	2458,212	7774,174		7064,241	120,614		18518,929	87,7
Total (kg)	2004,593	7,741	3,260	946,817	154,922	3008,481	7774,174	0,839	7064,241	120,614	25,003	21110,685	100,0
Total (%)	9,5	0,0	0,0	4,5	0,7	14,3	36,8	0,0	33,5	0,6	0,1	100,0	

A3 - 13: Capacidad calorífica media ponderada del CBN seco a la temperatura promedia (80; 450)

Cálculo de las capacidades caloríficas media ponderada del CBN seco y el polvillo.

Capacidad calorífica media ponderada del CBN seco: $C_p(\text{CBN}, S)$

$$C_p(\text{CBN}, S) = \sum_{i=1}^n [F_x \cdot C_p(x)]_{\text{esp}} = F_{\text{NiCO}_3 + \text{Otros}} \cdot C_p(\text{NiCO}_3)_{\text{esp}} + F_{\text{NiSO}_4} \cdot C_p(\text{NiSO}_4)_{\text{esp}} + F_{\text{Ni(OH)}_2} \cdot C_p(\text{Ni(OH)}_2)_{\text{esp}} + F_{\text{Co(OH)}_3} \cdot C_p(\text{Co(OH)}_3)_{\text{esp}} + F_{\text{Fe(OH)}_3} \cdot C_p(\text{Fe(OH)}_3)_{\text{esp}} \quad (\text{A-1})$$

donde, F_n - fracción másica de los compuestos, kg de compuesto/ kg de carga total;

$C_p(x)_{\text{esp}}$ – capacidad calorífica específica de los compuestos, $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$.

Determinación de la fracción másica de los compuestos: F_n

Para el cálculo de la fracción másica de los compuestos se toma la masa de compuestos en el anexo A3 - 1. se calcula la siguiente formula:

$$F_x = \frac{m(x)}{m(\text{CBN}, S)} \quad (\text{A-2})$$

Donde, $m(x)$ – masa de cada compuesto presente en el CBN seco, kg; $m(\text{CBN}, S)$ – masa del CBN seco, kg.

[$m(\text{CBN}, S) = 4074,375 \text{ kg}$; $m(\text{NiCO}_3) = 538,101 \text{ kg}$; $m(\text{NiSO}_4) = 629,002 \text{ kg}$; $m(\text{Ni(OH)}_2) = 2371,146 \text{ kg}$; $m(\text{Co(OH)}_3) = 14,437 \text{ kg}$; $m(\text{Fe(OH)}_3) = 6,238 \text{ kg}$; $m(\text{Otros} + n\text{H}_2\text{O}) = 515,449 \text{ kg}$]

$$F_{\text{NiCO}_3 + (\text{Otros} + n\text{H}_2\text{O})} = \frac{m(\text{NiCO}_3) + m(\text{Otros} + n\text{H}_2\text{O})}{m(\text{CBN}, S)}$$

$$F_{\text{NiSO}_4} = \frac{m(\text{NiSO}_4)}{m(\text{CBN}, S)}$$

$$F_{\text{NiCO}_3 + (\text{Otros} + n\text{H}_2\text{O})} = \frac{538,101 + 515,449}{4075,375}$$

$$F_{\text{NiSO}_4} = \frac{629,002}{4075,375}$$

$$F_{\text{NiCO}_3 + (\text{Otros} + n\text{H}_2\text{O})} = 0,26$$

$$F_{\text{NiSO}_4} = 0,16$$

$$F_{\text{Ni(OH)}_2} = \frac{m(\text{Ni(OH)}_2)}{m(\text{CBN}, S)}$$

$$F_{\text{Co(OH)}_3} = \frac{m(\text{Co(OH)}_3)}{m(\text{CBN}, S)}$$

$$F_{\text{Fe(OH)}_3} = \frac{m(\text{Fe(OH)}_3)}{m(\text{CBN}, S)}$$

$$F_{\text{Ni(OH)}_2} = \frac{2371,146}{4075,375}$$

$$F_{\text{Co(OH)}_3} = \frac{14,437}{4075,375}$$

$$F_{\text{Fe(OH)}_3} = \frac{6,238}{4075,375}$$

$$F_{\text{Ni(OH)}_2} = 0,58$$

$$F_{\text{Co(OH)}_3} = 0,00$$

$$F_{\text{Fe(OH)}_3} = 0,00$$

Cálculo de la capacidad calorífica específica de los compuestos: $C_p(x)_{\text{esp}}$

La capacidad calorífica específica de los compuestos se determina a la temperatura promedia de la zona de cadenas: $((0,5 \cdot (80^\circ\text{C} + 450^\circ\text{C}) + 273) = 538 \text{ K})$. Se toma las capacidades caloríficas estándares de los compuestos en (Samsonov, 1980). Se calcula por la siguiente expresión matemática:

$$C_p(x)_{esp} = \frac{C_p(x)_{est}}{MM(x)} \quad (A - 3)$$

Donde, $C_p(x)_{est}$ – capacidad calorífica estándar de los compuestos, $\text{kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$; $MM(x)$ – masa molar del compuesto, kg/kmol .

$C_p(\text{NiCO}_3)_{est} = 31,22 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$; $C_p(\text{Ni(OH)}_2)_{est} = 230 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$; $C_p(\text{NiSO}_4)_{est} = 98 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$; $C_p(\text{Co(OH)}_3)_{est} = 45 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$; $C_p(\text{Fe(OH)}_3)_{est} = 101,7 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$;

$$C_p(\text{NiCO}_3)_{esp} = \frac{C_p(\text{NiCO}_3)_{est}}{MM(\text{NiCO}_3)}$$

$$C_p(\text{NiSO}_4)_{esp} = \frac{C_p(\text{NiSO}_4)_{est}}{MM(\text{NiSO}_4)}$$

$$C_p(\text{NiCO}_3)_{esp} = \frac{31,22}{118,620} = 0,263 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$C_p(\text{NiSO}_4)_{esp} = \frac{98}{154,670} = 0,634 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$C_p(\text{Ni(OH)}_2)_{esp} = \frac{C_p(\text{Ni(OH)}_2)_{est}}{MM(\text{Ni(OH)}_2)}$$

$$C_p(\text{Co(OH)}_3)_{esp} = \frac{C_p(\text{Co(OH)}_3)_{est}}{MM(\text{Co(OH)}_3)}$$

$$C_p(\text{Ni(OH)}_2)_{esp} = \frac{230}{92,626} = 2,483 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$C_p(\text{Co(OH)}_3)_{esp} = \frac{45}{110,014} = 0,409 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$C_p(\text{Fe(OH)}_3)_{esp} = \frac{C_p(\text{Fe(OH)}_3)_{est}}{MM(\text{Fe(OH)}_3)}$$

$$C_p(\text{Fe(OH)}_3)_{esp} = \frac{101,7}{106,864} = 0,952 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$$

Se sustituye los valores obtenidos de las fracciones másicas y capacidades caloríficas específicas de los compuestos en la ecuación (A - 1), se obtiene:

$$C_p(\text{CBN}, S) = 0,26 \cdot 0,263 + 0,16 \cdot 0,634 + 0,58 \cdot 2,483 + 0,00 \cdot 0,409 + 0,00 \cdot 0,952 = 1,610 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$$

Cálculo de la capacidad calorífica media ponderada del CBN seco a la temperatura promedia (80;450) : 265					
Compuestos	M(x);(g/mol)	m(x) ; (kg)	Fm	Cp(x)esp	Cp(x)m
NiCO ₃	118,62	538,101	0,26	0,263	0,07
Ni(OH) ₂	92,63	2371,146	0,58	2,483	1,45
NiSO ₄	154,67	629,004	0,16	0,634	0,10
Fe(OH) ₃	106,86	6,238	0,00	0,952	0,00
Co(OH) ₃	110,01	14,437	0,00	0,409	0,00
Otros+ nH ₂ O		515,449			
Total (kg)		4074,375	1,00		1,610

A3 - 14: Capacidad calorífica media ponderada del POLVILLO alimentado al horno a la temperatura de 265 °C

$$C_p(\text{POLVILLO}) = F_{\text{NiO+Otros}} \cdot C_p(\text{NiO})_{esp} + F_{\text{CoO}} \cdot C_p(\text{CoO})_{esp} + F_{\text{Ni(OH)}_2} \cdot C_p(\text{FeO})_{esp} \quad (A - 4)$$

$$F_x = \frac{m(x)}{m(\text{POLVILLO})} \quad (\text{A - 5})$$

Estos datos se toman en anexo A3 - 2,

[$m(\text{polvillo}) = 2716,251 \text{ kg}$; $m(\text{NiO}) = 2664,897 \text{ kg}$; $m(\text{CoO}) = 12,051 \text{ kg}$; $m(\text{FeO}) = 8,178 \text{ kg}$; $m(\text{Otros}) = 31,125 \text{ kg}$]

$$\begin{aligned} F_{\text{NiO+Otros}} &= \frac{m(\text{NiO}) + m(\text{Otros})}{m(\text{polvillo})} & F_{\text{CoO}} &= \frac{m(\text{CoO})}{m(\text{polvillo})} & F_{\text{FeO}} &= \frac{m(\text{FeO})}{m(\text{polvillo})} \\ F_{\text{NiO+Otros}} &= \frac{2664,897 + 31,125}{2716,251} & F_{\text{CoO}} &= \frac{12,051}{2716,251} & F_{\text{FeO}} &= \frac{8,178}{2716,251} \\ F_{\text{NiO+Otros}} &= 0,993 & F_{\text{CoO}} &= 0,004 & F_{\text{FeO}} &= 0,003 \end{aligned}$$

Cálculo de la capacidad calorífica específica de los compuestos: $C_p(x)_{\text{esp}}$

La capacidad calorífica específica de los compuestos se determina a la temperatura promedio de la zona de cadenas: $((0,5 \cdot (80^\circ\text{C} + 450^\circ\text{C}) + 273) = 538 \text{ K})$. Se toma las capacidades caloríficas estándares de los compuestos en (Samsonov, 1980). Se calcula por la siguiente expresión matemática:

$$C_p(x)_{\text{esp}} = \frac{C_p(x)_{\text{est}}}{MM(x)} \quad (\text{A - 6})$$

Donde, $C_p(x)_{\text{est}}$ – capacidad calorífica estándar de los compuestos, $\text{kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$; $MM(x)$ – masa molar del compuesto, kg/kmol .

$$C_p(\text{NiO})_{\text{est}} = 20,89 + 0,157T - 16,29 \cdot 10^{-5}T^2 = 20,89 + 0,157 \cdot 538 - 16,29 \cdot 10^{-5} \cdot (1/(353 \cdot 723)) = 98,973 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$C_p(\text{CoO})_{\text{est}} = 48,32 + 8,25 \cdot 10^{-3} T - 16,70 \cdot 10^{-5}T^2 = 48,32 + 8,25 \cdot 10^{-3} \cdot 538 - 16,70 \cdot 10^{-5} \cdot (1/(353 \cdot 723)) = 52,104 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$C_p(\text{FeO})_{\text{est}} = 52,84 + 6,25 \cdot 10^{-3} T - 31,90 \cdot 10^{-5}T^2 = 52,84 + 6,25 \cdot 10^{-3} \cdot 538 - 31,90 \cdot 10^{-5} \cdot (1/(353 \cdot 723)) = 54,953 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$\begin{aligned} C_p(\text{NiO})_{\text{esp}} &= \frac{C_p(\text{NiO})_{\text{est}}}{MM(\text{NiO})} & C_p(\text{CoO})_{\text{esp}} &= \frac{C_p(\text{CoO})_{\text{est}}}{MM(\text{CoO})} \\ C_p(\text{NiO})_{\text{esp}} &= \frac{98,973}{74,610} = 1,326 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}) & C_p(\text{CoO})_{\text{esp}} &= \frac{52,104}{74,99} = 0,695 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_p(\text{FeO})_{\text{esp}} &= \frac{C_p(\text{FeO})_{\text{est}}}{MM(\text{FeO})} & C_p(\text{FeO})_{\text{esp}} &= \frac{54,953}{71,85} = 0,765 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}) \end{aligned}$$

Se sustituye los valores obtenidos de las fracciones másicas y capacidades caloríficas específicas de los compuestos en la ecuación (A - 4), se obtiene:

$$C_p(\text{polvillo}) = 0,993 \cdot 1,326 + 0,004 \cdot 0,695 + 0,003 \cdot 0,765 = 1,322 \text{ kJ / (kg} \cdot ^\circ\text{C)}$$

Cálculo de la capacidad calorífica media ponderada del POLVILLO alimentado al horno a la temperatura de 265					
Compuestos	M(x);(g/mol)	m(x) ; (kg)	Fm	Cp(x)esp	Cp(x)m
NiO	74,610	2664,897	0,993	98,973	1,317
CoO	74,99	12,051	0,004	52,104	0,003
FeO	71,85	8,178	0,003	54,953	0,002
Otros	0,00	31,125			
Total (kg)	0,00	2716,251	1,00		1,322

A3 - 15: Capacidad calorífica media ponderada del POLVILLO a la temperatura de salida de la zona de cadenas 450 °C (sea 723 K).

$$C_p(\text{NiO})_{\text{est}} = 20,89 + 0,157 \cdot 723 - 16,29 \cdot 10^5 \cdot (1/(723 \cdot 723)) = 131,285 \text{ kJ/(kmol} \cdot ^\circ\text{C)}$$

$$C_p(\text{CoO})_{\text{est}} = 48,32 + 8,25 \cdot 10^{-3} \cdot 723 - 16,70 \cdot 10^5 \cdot (1/(723 \cdot 723)) = 53,965 \text{ kJ/(kmol} \cdot ^\circ\text{C)}$$

$$C_p(\text{FeO})_{\text{est}} = 52,84 + 6,25 \cdot 10^{-3} \cdot 723 - 31,90 \cdot 10^5 \cdot (1/(723 \cdot 723)) = 56,748 \text{ kJ/(kmol} \cdot ^\circ\text{C)}$$

$$C_p(\text{NiO})_{\text{esp}} = \frac{C_p(\text{NiO})_{\text{est}}}{MM(\text{NiO})}$$

$$C_p(\text{CoO})_{\text{esp}} = \frac{C_p(\text{CoO})_{\text{est}}}{MM(\text{CoO})}$$

$$C_p(\text{NiO})_{\text{esp}} = \frac{131,285}{74,610} = 1,760 \text{ kJ / (kg} \cdot ^\circ\text{C)}$$

$$C_p(\text{CoO})_{\text{esp}} = \frac{53,965}{74,99} = 0,720 \text{ kJ / (kg} \cdot ^\circ\text{C)}$$

$$C_p(\text{FeO})_{\text{esp}} = \frac{C_p(\text{FeO})_{\text{est}}}{MM(\text{FeO})}$$

$$C_p(\text{FeO})_{\text{esp}} = \frac{56,748}{71,85} = 0,790 \text{ kJ / (kg} \cdot ^\circ\text{C)}$$

Se sustituye los valores obtenidos de las fracciones másicas y capacidades caloríficas específicas de los compuestos en la ecuación (A - 4), se obtiene:

$$C_p(\text{polvillo}) = 0,993 \cdot 1,760 + 0,004 \cdot 0,720 + 0,003 \cdot 0,790 = 1,752 \text{ kJ / (kg} \cdot ^\circ\text{C)}$$

Cálculo de la capacidad calorífica media ponderada del POLVILLO a la temperatura de salida de la zona de cadenas 450					
Compuestos	M(x);(g/mol)	m(x) ; (kg)	Fm	Cp(x)esp	Cp(x)m
NiO	74,61	2664,897	0,98	131,285	1,747
CoO	74,99	12,051	0,00	53,965	0,003
FeO	71,85	8,178	0,00	56,748	0,002
Otros		31,125	0,01		
Total (kg)		2716,251	1,00		1,752

A3 - 16: capacidad calorífica media de los gases salientes a la temperatura de salida de los gases: 380 °C.

Cálculo de la capacidad calorífica media de los gases salientes a la temperatura de salida de los gases: 380								
Compuestos	M(x);(g/mol)	m(x) ; (kg)	Vc (m ³)	Vt(m ³)	V ; (m ³)	Fm	Cp(x)esp	Cp(x)m
H ₂ O	18,02	8397,696	33,302	10407,883	10441,185	0,57	1,559	0,89
CO ₂	44,01	3429,633	1664,307	81,291	1745,598	0,10	1,944	0,19
SO ₂	64,06	339,236	45,774	72,847	118,622	0,01	2,016	0,01
O ₂ (libre)	32,00	477,414	296,873	37,316	334,190	0,02	1,380	0,03
N ₂	28,01	7064,241	5648,569	0,000	5648,569	0,31	1,317	0,41
Total (kg)		19708,220	7688,825	10599,338	18288,163	1,00		1,521

A3 - 17: capacidad calorífica media del polvo a la temperatura de salida de los gases: 380 °C (sea 653 K).

$$C_p(\text{NiO})_{\text{est}} = 20,89 + 0,157 \cdot 653 - 16,29 \cdot 10^{-5} \cdot (1/(653 \cdot 653)) = 119,591 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$C_p(\text{CoO})_{\text{est}} = 48,32 + 8,25 \cdot 10^{-3} \cdot 653 - 16,70 \cdot 10^{-5} \cdot (1/(653 \cdot 653)) = 53,316 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$C_p(\text{FeO})_{\text{est}} = 52,84 + 6,25 \cdot 10^{-3} \cdot 653 - 31,90 \cdot 10^{-5} \cdot (1/(653 \cdot 653)) = 56,173 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$C_p(\text{NiO})_{\text{esp}} = \frac{C_p(\text{NiO})_{\text{est}}}{MM(\text{NiO})}$$

$$C_p(\text{CoO})_{\text{esp}} = \frac{C_p(\text{CoO})_{\text{est}}}{MM(\text{CoO})}$$

$$C_p(\text{NiO})_{\text{esp}} = \frac{119,591}{74,610} = 1,603 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$C_p(\text{CoO})_{\text{esp}} = \frac{53,316}{74,99} = 0,711 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$C_p(\text{FeO})_{\text{esp}} = \frac{C_p(\text{FeO})_{\text{est}}}{MM(\text{FeO})}$$

$$C_p(\text{FeO})_{\text{esp}} = \frac{56,173}{71,85} = 0,782 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$$

Se sustituye los valores obtenidos de las fracciones másicas y capacidades caloríficas específicas de los compuestos en la ecuación (A - 4), se obtiene:

$$C_p(\text{polvo}) = 0,993 \cdot 1,760 + 0,004 \cdot 0,720 + 0,003 \cdot 0,790 = 1,596 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$$

Cálculo de la capacidad calorífica media ponderada del polvo a la temperatura promedia (80;380): 230					
Compuestos	M(x);(g/mol)	m(x) ; (kg)	Fm	Cp(x)esp	Cp(x)m
NiO	74,61	2664,897	0,98	119,591	1,591
CoO	74,99	12,051	0,00	53,316	0,003
FeO	71,85	8,178	0,00	56,173	0,002
Otros		31,125	0,01		
Total		2716,251	1,00		1,596

A3 - 18: capacidad calorífica media del producto enfriado a la temperatura de enfriamiento del producto 350 °C (sea 623).

$$C_p(\text{NiO})_{\text{est}} = 20,89 + 0,157 \cdot 623 - 16,29 \cdot 10^{-5} \cdot (1/(623 \cdot 623)) = 114,504 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$C_p(\text{CoO})_{\text{est}} = 48,32 + 8,25 \cdot 10^{-3} \cdot 623 - 16,70 \cdot 10^{-5} \cdot (1/(623 \cdot 623)) = 55,912 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$C_p(\text{FeO})_{\text{est}} = 52,84 + 6,25 \cdot 10^{-3} \cdot 623 - 31,90 \cdot 10^{-5} \cdot (1/(623 \cdot 623)) = 53,029 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$C_p(NiO)_{esp} = \frac{C_p(NiO)_{est}}{MM(NiO)}$$

$$C_p(CoO)_{esp} = \frac{C_p(CoO)_{est}}{MM(CoO)}$$

$$C_p(NiO)_{esp} = \frac{114,504}{74,610} = 1,535 \text{ kJ / (kg} \cdot ^\circ\text{C)}$$

$$C_p(CoO)_{esp} = \frac{55,912}{74,99} = 0,746 \text{ kJ / (kg} \cdot ^\circ\text{C)}$$

$$C_p(FeO)_{esp} = \frac{C_p(FeO)_{est}}{MM(FeO)}$$

$$C_p(FeO)_{esp} = \frac{53,029}{71,85} = 0,738 \text{ kJ / (kg} \cdot ^\circ\text{C)}$$

Se sustituye los valores obtenidos de las fracciones másicas y capacidades caloríficas específicas de los compuestos en la ecuación (A - 4), se obtiene:

$$C_p(polvo) = 0,993 \cdot 1,535 + 0,004 \cdot 0,746 + 0,003 \cdot 0,738 = 1,530 \text{ kJ / (kg} \cdot ^\circ\text{C)}$$

Cálculo de la capacidad calorífica media ponderada del producto a la temperatura de 350					
Compuestos	M(x);(g/mol)	m(x) ; (kg)	Fm	Cp(x)esp	Cp(x)m
NiO	74,61	2551,828	0,98	114,504	1,526
CoO	74,99	9,841	0,00	55,912	0,003
FeO	71,85	4,194	0,00	53,029	0,001
Otros		25,893	0,01		
Total (kg)		2591,757	1,00		1,530

A3 - 19: capacidad calorífica media del producto calcinado a la temperatura de salida de la zona de calcinación 825 °C (sea 1098).

$$C_p(NiO)_{est} = 20,89 + 0,157 \cdot 1098 - 16,29 \cdot 10^5 \cdot (1/(1098 \cdot 1098)) = 191,925 \text{ kJ/(kmol} \cdot ^\circ\text{C)}$$

$$C_p(CoO)_{est} = 48,32 + 8,25 \cdot 10^{-3} \cdot 1098 - 16,70 \cdot 10^5 \cdot (1/(1098 \cdot 1098)) = 59,438 \text{ kJ/(kmol} \cdot ^\circ\text{C)}$$

$$C_p(FeO)_{est} = 52,84 + 6,25 \cdot 10^{-3} \cdot 1098 - 31,90 \cdot 10^5 \cdot (1/(1098 \cdot 1098)) = 57,240 \text{ kJ/(kmol} \cdot ^\circ\text{C)}$$

$$C_p(NiO)_{esp} = \frac{C_p(NiO)_{est}}{MM(NiO)}$$

$$C_p(CoO)_{esp} = \frac{C_p(CoO)_{est}}{MM(CoO)}$$

$$C_p(NiO)_{esp} = \frac{191,925}{74,610} = 2,572 \text{ kJ / (kg} \cdot ^\circ\text{C)}$$

$$C_p(CoO)_{esp} = \frac{59,438}{74,99} = 0,793 \text{ kJ / (kg} \cdot ^\circ\text{C)}$$

$$C_p(FeO)_{esp} = \frac{C_p(FeO)_{est}}{MM(FeO)}$$

$$C_p(FeO)_{esp} = \frac{57,240}{71,85} = 0,797 \text{ kJ / (kg} \cdot ^\circ\text{C)}$$

Se sustituye los valores obtenidos de las fracciones másicas y capacidades caloríficas específicas de los compuestos en la ecuación (A - 4), se obtiene:

$$C_p(NiO_p) = 0,993 \cdot 2,572 + 0,004 \cdot 0,793 + 0,003 \cdot 0,797 = 2,563 \text{ kJ / (kg} \cdot ^\circ\text{C)}$$

Cálculo de la capacidad calorífica media ponderada del producto a la temperatura de 825					
Compuestos	M(x);(g/mol)	m(x) ; (kg)	Fm	Cp(x)esp	Cp(x)m
NiO	74,61	2551,828	0,98	191,925	2,558
CoO	74,99	9,841	0,00	59,438	0,003
FeO	71,85	4,194	0,00	57,240	0,001
Otros		25,893	0,01		
Total (kg)		2591,757	1,00		2,563

A3 - 20: Composición racional de los gases salientes considerando el vapor de pulverización

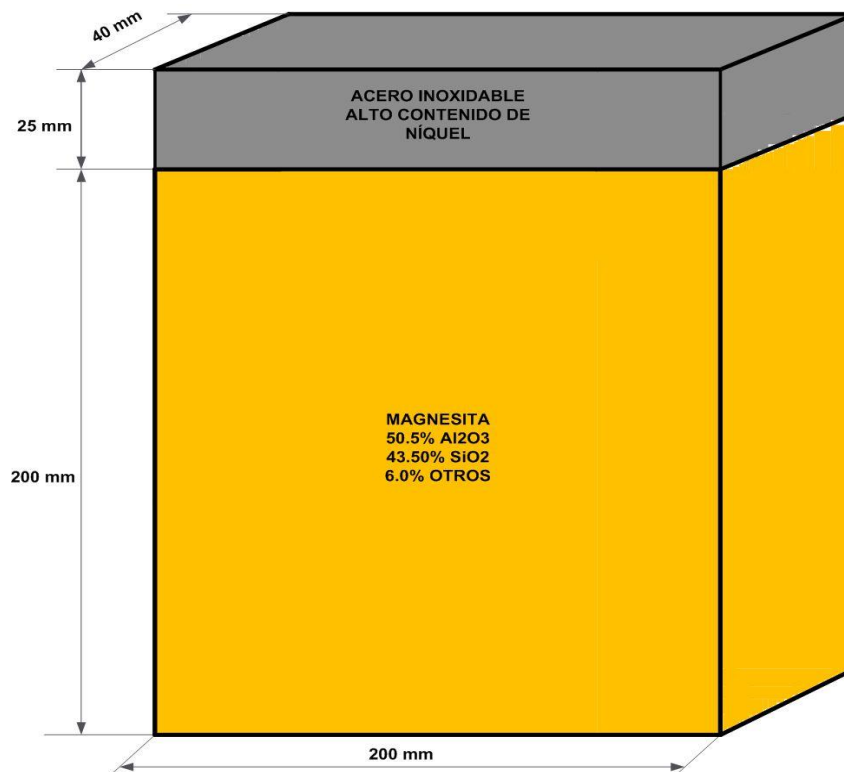
Tabla 2.3.1: Composición racional de los gases salientes a condiciones normales.						Tabla 2.3.2: Composición racional de los gases salientes a condiciones reales.					
G.T		G.C		G.S		G.T		G.C		G.S	
V.T (m³)	(%)	V.C (m³)	(%)	V (m³)	(%)	V.T (m³)	(%)	V.C (m³)	(%)	V (m³)	(%)
CO ₂	101,613	1	1706,169	18,6	1807,782	9,5	CO ₂	243,052	1	4081,056	9
SO ₂	91,059	0,9	14,656	0,2	105,715	0,6	SO ₂	217,808	1	35,056	0
H ₂ O	9632,633	97,6	1495,829	16,3	11128,462	58,5	H ₂ O	23040,694	98	3577,935	16
O ₂ (libre)	46,647	0,5	296,874	3,2	343,521	1,8	O ₂ (libre)	111,577	0	710,105	3
N ₂			5648,569	61,7	5648,569	29,7	N ₂			13511,046	62
Total (m³)	9871,952		9162,097		19034,049		Total (m³)	23613,131		21915,199	
Total (%)		100		100		100	Total (%)		100		100

A3 - 21: Composición racional de los gases salientes considerando el vapor de pulverización

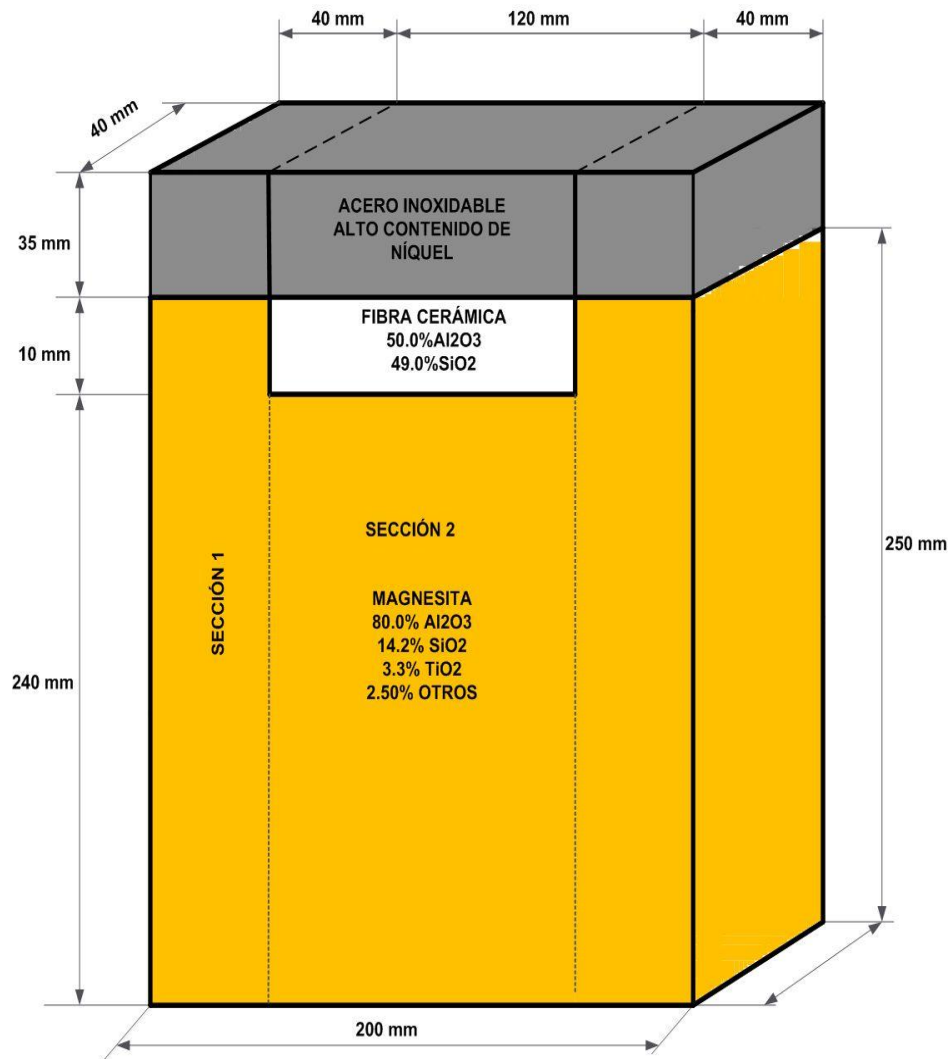
Composición racional de los gases salientes: a condiciones reales

Compuestos	Total			
	(m³)	(%)v	(kg)	(%)m
CO ₂	4324,108	10	3551,807	17,4
SO ₂	252,864	1	302,326	1,5
O ₂ (libre)	821,682	2	490,744	2,4
N ₂	13511,046	30	7064,998	34,7
H ₂ O	26618,696	58	8950,463	44,0
Total	45528,330	*	20360,338	*
(%)		100,00	*	100,0

A3 – 22: Vista del ladrillo refractario instalado a la zona de secado – cadena.



A3 – 23: Vista del ladrillo refractario y el termoaislante instalado a la zona de calcinación





A3 - 24: BALANCE DE MASA PARA UNA HORA Y MEDICIONES EXPERIMENTALES.

BALANCE MATERIALES PARA UNA HORA Y MEDICIONES EXPERIMENTALES													
Elementos	Ni	Co	Fe	C	S	O	H ₂ O	A	N	H	Otros	(kg)	(%)
ENTRADA													
CBN	2004,593	7,741	3,260	54,481	130,380	892,153	7747,390				25,003	10865,000	45,3
Polvillo	2093,414	9,480	6,356		0,244	575,875	0,000				30,880	2716,250	11,3
Fuel Oil				914,781	20,976	1,049	0,000	0,839	1,049	110,126		1048,820	4,4
Aire						2115,279	18,393		7063,192			9196,865	38,2
VP							200,538					200,538	0,8
Total (kg)	4098,006	17,221	9,616	969,262	151,601	3584,356	7966,321	0,839	7064,241	110,126	55,883	24027,472	100,0
Total (%)	17,1	0,1	0,0	4,0	0,6	14,9	33,1	0,0	29,4	0,5	0,2	100,0	
SALIDA													
P.C	2004,593	7,741	3,260		0,052	550,269		0,839			25,003	2591,756	10,8
Polvo	2093,414	9,480	6,356		0,244	575,875					30,880	2716,250	11,3
Gases				969,262	151,305	2458,212	7966,321		7064,241	110,126	0,000	18688,979	77,9
(kg)	4098,006	17,221	9,616	969,262	151,601	3584,356	7966,321	0,839	7064,241	110,126	55,883	24027,472	100,0
(%)	17,1	0,1	0,0	4,0	0,6	14,9	33,1	0,0	29,4	0,5	0,2	100,0	

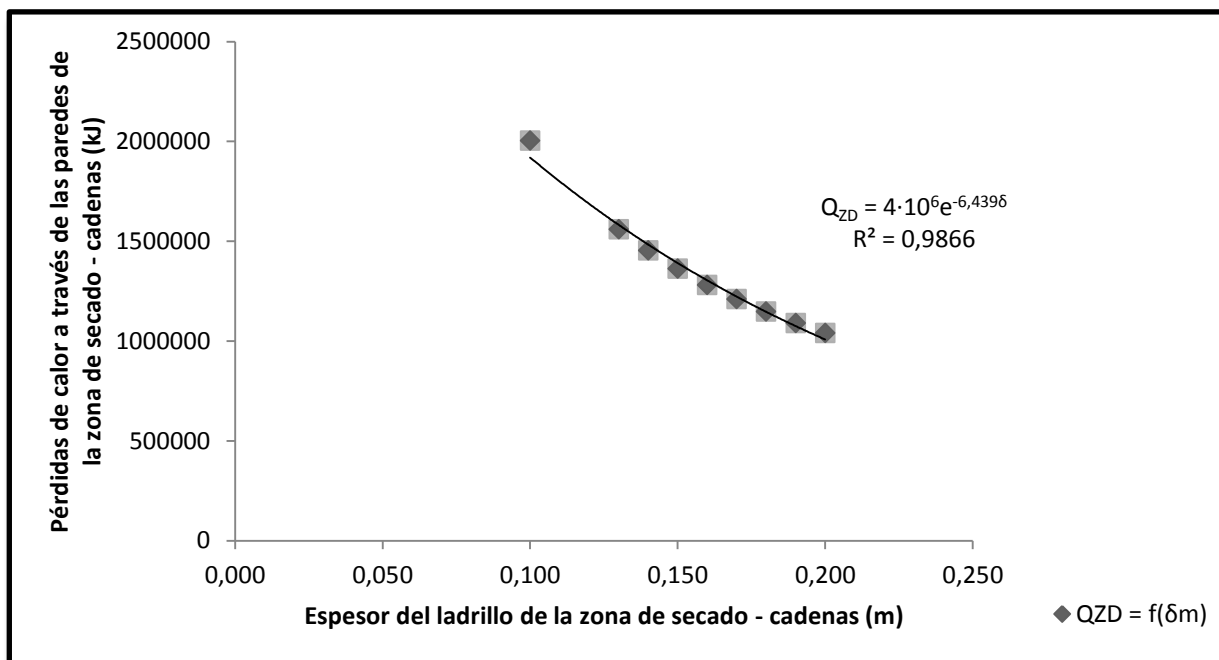
donde, VP – vapor de pulverización, kg, A.P – aire primario inyectado, kg; A.S- aire secundario inyectado, kg; E.A- exceso de aire, kg; P.C- producto calcinado, kg.

A partir de la composición racional de los gases saliente se expone a continuación la tabla final del balance de masa del proceso de calcinación para una hora y mediciones experimentales

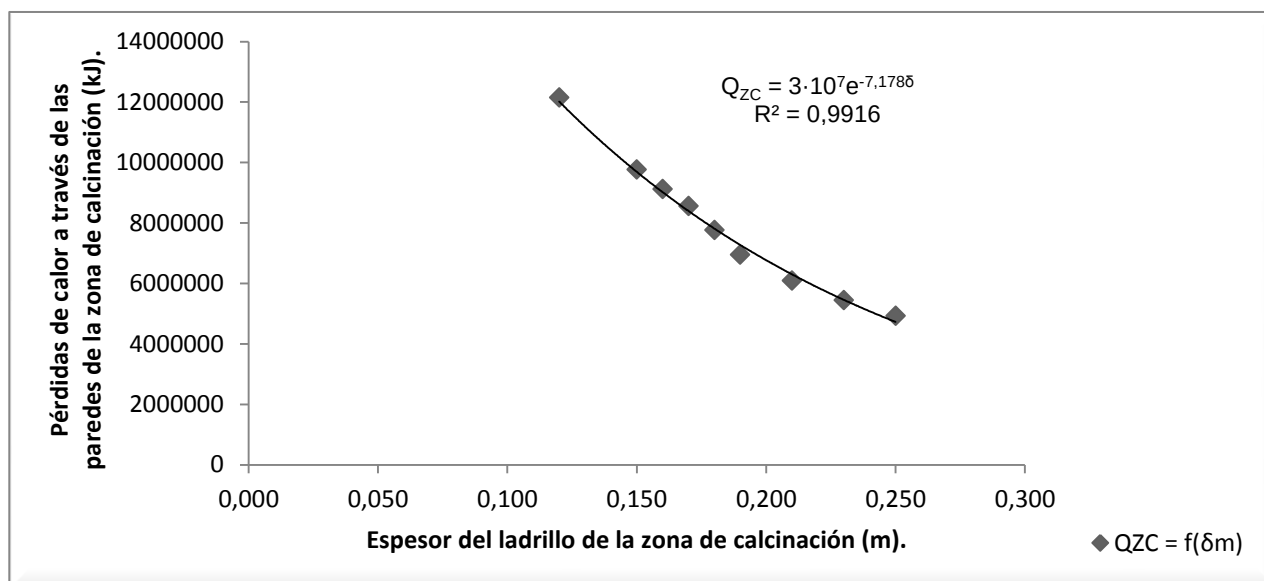
A3 - 25: Variación de las pérdidas de calor a través de las paredes del horno en función del deterioro del ladrillo material refractario.

Zona de cadenas			Zona de calcinación			Pérdidas de calor a través de las paredes del horno			
E ₁	E ₂	E ₁ (S1)	E ₂ (S 1)	E ₁ (S 2)	E ₂ (S 2)	Q _{ZD}	Q _{ZC}	Q _{ZE}	Q _p
(m)	(m)	(m)	(m)	(m)	(m)	(kJ)	(kJ)	(kJ)	(kJ)
0,200	0,025	0,250	0,035	0,240	0,010	1039080	4929276	704182	6672538,796
0,190	0,025	0,230	0,035	0,222	0,008	1090032	5439225	777032	7306289,447
0,180	0,025	0,210	0,035	0,204	0,006	1146617	6087778	869683	8104078,545
0,170	0,025	0,190	0,035	0,186	0,004	1209827	6945634	992233	9147693,687
0,160	0,025	0,180	0,035	0,178	0,002	1280897	7758780	1108397	10148074,213
0,150	0,025	0,170	0,035	0,169	0,001	1361393	8558006	1222572	11141971,151
0,140	0,025	0,160	0,035	0,159	0,001	1453325	9120731	1302962	11877018,307
0,130	0,025	0,150	0,035	0,150	0,000	1559321	9768836	1395548	12723704,911
0,100	0,025	0,120	0,035	0,120	0,000	2003602	12144126	1734875	15882603,039

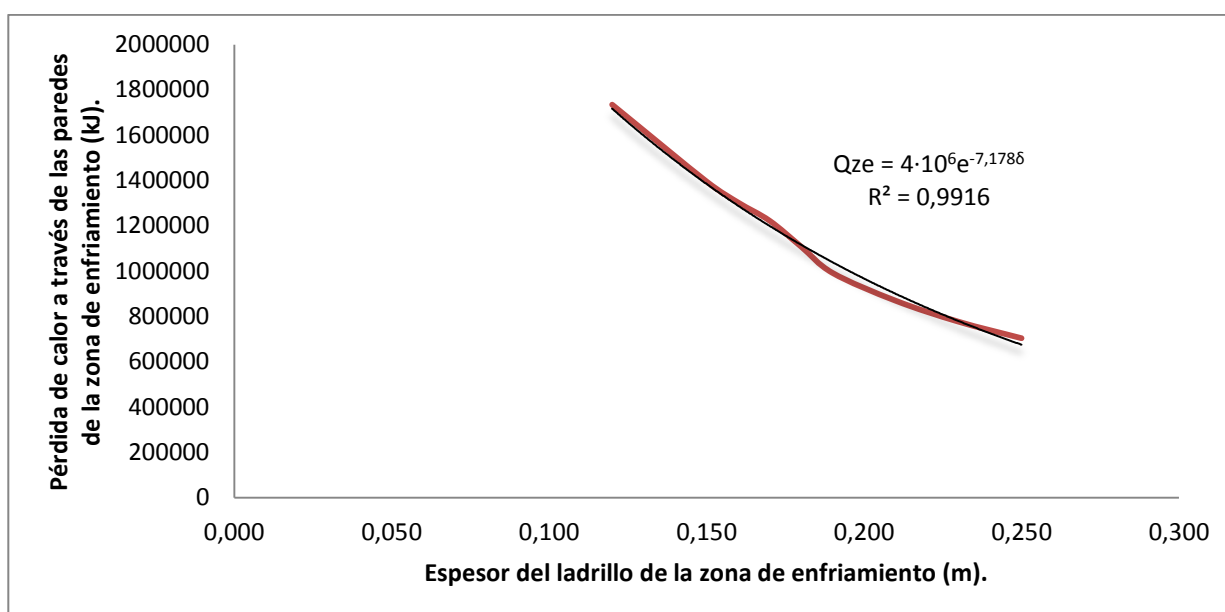
A3 – 26: Variación del espesor del ladrillo en función de las pérdidas de calor a través de las paredes de la zona de secado - cadenas



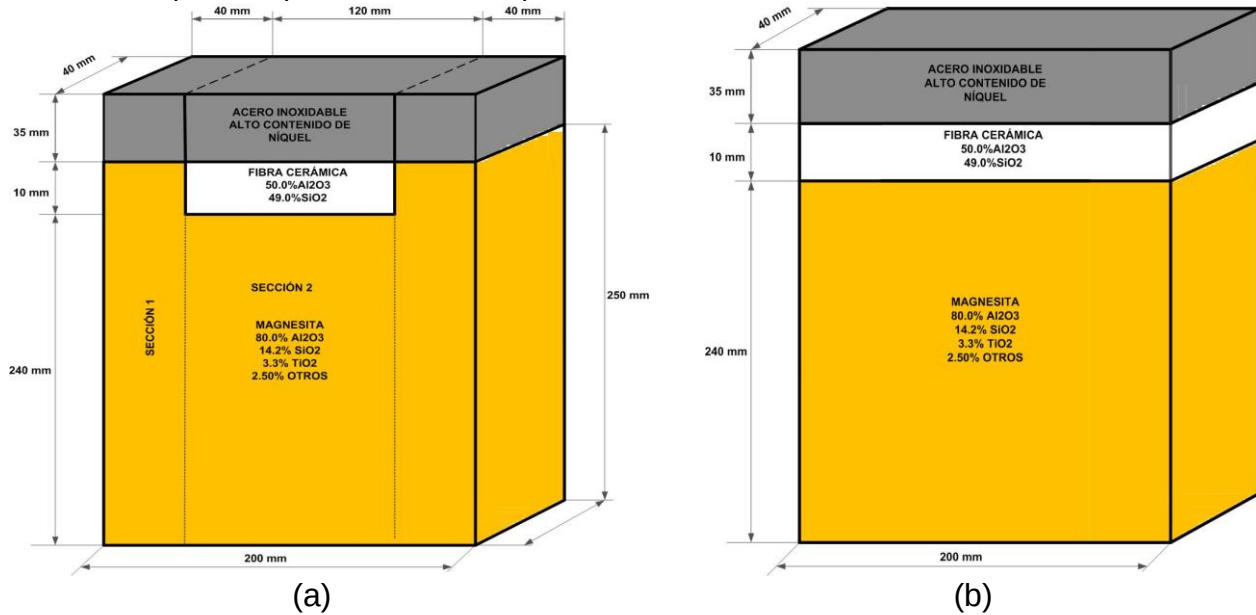
A3 – 27: Variación del espesor del ladrillo en función de las pérdidas de calor a través de las paredes de la zona de calcinación.



A3 – 28: Variación del espesor del ladrillo en función de las pérdidas de calor a través de las paredes de la zona de enfriamiento.



A3 – 29: Propuestas para disminuir las pérdidas de calor.



A3 – 30: Balance de energía sin considerar las mediciones experimentales (Variantes 2, excel).

Acápites de Entrada		Q (kJ)	Total (%)
1. Calor aportado por el CBN húmedo más el calor del polvillo		812376	1,7
2. Calor de la combustión del Fue Oíl		41136149	86,4
3. Calor físico de los aire (aire primario y aire secundario)		245103	0,5
4. Calor físico del Fue Oíl		257695	0,5
5. Calor aportado por el vapor de pulverización		5144850	10,8
Total (kJ)		47596173	
Total (%)			100
Acápites de Salida			
Calor útil:			
6. Calor físico del CBN seco y el polvillo a la salida de la zona de cadenas		5042464	10,6
7. Calor necesario para calentar, evaporar el agua		15905002	33,4
8. Calor necesario para la disociación del CBN		2049011	4,3
Pérdida del calor			
9. Calor físico de los gases salientes		11506397,18	24,2
10. Pérdida de calor por el polvo		1647815	3,5
11. Pérdidas de calor a través de las paredes		6674864	14,0
12. Pérdida de calor con el agua de enfriamiento		9983	0,0
13. Pérdida de calor del producto enfriado		1387436	2,9
14. Exceso de energía		3373201	7,1
Total (kJ)		47596173	
Total (%)			100