



MINISTERIO DE EDUCACIÓN SUPERIOR
INSTITUTO SUPERIOR MINERO METALÚRGICO
“Dr. Antonio Núñez Jiménez”
FACULTAD DE METALURGIA Y ELECTROMECAÁNICA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA MECÁNICA

Tesis en opción al título de Máster en Electromecánica

Método de balance térmico y de masa para la evaluación del proceso de secado en cilindros rotatorios horizontales

Autor: Ing. Yodelkis Delgado Drubey

Tutores: Dr. C. Enrique Torres Tamayo
Ms. C. Yoalbys Retirado Mediaceja

Moa, 2013

“Año 55 de la Revolución”



RESUMEN

Los secadores cilíndricos horizontales rotatorios son muy utilizados en las industrias del níquel en Cuba, específicamente para el secado de materiales porosos; lo cuales están sometidos a de trabajo intenso con alta variabilidad en sus parámetros de operación. En los referidos equipos se han realizado varios estudios sobre la transferencia de calor y masa presente durante el secado de mineral laterítico pero muy pocos se han desarrollados para evaluar el proceso de manera integral donde se incluyan las relaciones entre las corrientes energéticas que intervienen; de ahí la importancia de la presente investigación; cuyo objetivo principal; desarrollar la evaluación termoenergética del proceso de secado de mineral laterítico en los secadores cilíndricos horizontales rotatorios mediante el método de balance térmico y de masa.

En el mismo se tuvieron en cuenta expresiones teóricas y empíricas relacionadas con los métodos de balances termoenergéticos obtenidos a partir de la consulta realizada en las bibliografías existentes. Se estableció el método de balance térmico que relaciona los parámetros de eficiencia (rendimiento térmico, consumo específico de combustible y productividad específica del secador) en función de las variables más influyentes del proceso (flujo de mineral húmedo, humedad de entrada). Este método permite pronosticar el consumo de combustible del proceso con error promedio del 7 % para las condiciones actuales de explotación.

A partir de procedimientos estadísticos se establecieron los diferentes límites de tolerancia e intervalos de confianza para un nivel del 95 % de los parámetros de eficiencia. Finalmente se realizó una valoración económica, que muestra un costo por consumo de combustible de 5102.574 CUC/h, en el período que se evaluado. Se analizó el impacto que tiene el proceso estudiado en el ambiente.



ABSTRACT

The rotational horizontal cylindrical dryers are used in the industries of the nickel in Cuba, specifically for the drying of porous materials; that which are subjected to intense work with high variability in their operation parameters. In the referred equipment they have been carried out several studies on the transfer of heat and present mass during the drying of mineral lateritic but a few they have been developed to evaluate the process in an integral way where the relationships are included among the energy currents that intervene; of there the importance of the present investigation; whose main objective; to develop the evaluation termoenergética of the process of drying of mineral laterítico in the rotational horizontal cylindrical dryers by means of the method of thermal balance and of mass.

In the same one they were kept in mind theoretical and empiric expressions related with the methods of balances obtained starting from the consultation carried out in the existent bibliographies. The method of thermal balance that relates the parameters of efficiency settled down (thermal yield, I consummate specific of fuel and productivity of the dryer) in function of the most influential variables in the process (flow of humid mineral, entrance humidity). This method allows predicting the consumption of fuel of the process with error average of 7% for the current conditions of exploitation.

Starting from statistical procedures the different limits of tolerance and intervals of trust settled down for a level of 95% of the parameters of efficiency. Finally was carried out an economic valuation that shows a cost for consumption of fuel of 5102.574 CUC/h, in the period that you evaluated. The impact was analyzed that has the process studied in the environment.



INDICE	Pág.
INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO 1. FUNDAMENTOS TEÓRICOS DEL PROCESO DE SECADO CONVENCIONAL	
1.1- Introducción.	7
1.2- Antecedentes y actualidad de las teorías de secado de materiales porosos.	7
1.2.1- Trabajos precedentes con aplicación de las teorías de secado	11
1.2.2- Mecanismos de movimiento de la humedad en los materiales porosos.	17
1.2.3- Curvas de secado.	18
1.3- Descripción de la sección de secado de la planta de preparación de mineral.	20
1.3.1- Secado en tambores rotatorios.	22
1.3.2- Estructura interna de los secadores.	22
1.4- Factores que influyen en la eficiencia del proceso de secado en cilindros rotatorios.	24
1.4.1- Características del mineral alimentado.	24
1.4.2- Tiempo de retención del mineral.	24
1.4.3- Velocidad de los gases.	25
1.4.4- Temperatura de los gases.	25
1.4.5- Diámetro, longitud y pendiente del secador.	25
1.4.6- Cantidad de levantadores del secador.	26
1.4.7- Velocidad de rotación del secador.	26
1.5- Caracterización de las menas lateríticas objeto de secado.	26
1.5.1- Composición química, granulométrica y mineralógica.	27
1.5.2- Propiedades termofísicas que influyen en el secado.	27
1.5.3- Características hidrogeológicas.	28
1.6- Conclusiones del capítulo 1.	28
CAPÍTULO 2. MÉTODO DE BALANCE TÉRMICO Y DE MASA PARA SECADORES CILÍNDRICOS ROTATORIOS	
2.1- Introducción.	29
2.2- Cálculo de las propiedades termofísicas del aire.	29
2.3- Balance térmico y de masa.	30



2.3.1-	Balance de energías.	31
2.3.2-	Balance de masa.	43
2.3.3-	Rendimiento de la instalación.	45
2.3.4-	Índice de consumo de combustible y productividad específica del secador	45
2.4-	Técnicas experimentales para la toma de datos en el proceso de secado.	46
2.5-	Análisis estadístico de los resultados.	48
2.6-	Conclusiones del capítulo 2	50
CAPÍTULO 3. RESULTADOS Y ANÁLISIS DE LA APLICACIÓN DEL MÉTODO DE BALANCE TÉRMICO Y DE MASA EN EL SECADO CONVENCIONAL DEL MINERAL LATERÍTICO.		
3.1-	Introducción	51
3.2-	Principales parámetros medidos en la instalación.	51
3.3-	Principales resultados del cálculo.	53
3.4-	Análisis de las mediciones y los resultados del cálculo.	54
3.4.1-	Comportamiento de los principales parámetros.	55
3.4.2-	Control estadístico de resultados.	55
3.5-	Valoración económica asociada al proceso de secado convencional.	65
3.6-	Principales problemas ambientales detectados en la planta.	70
3.6.1-	Influencia del ruido en el medio ambiente.	70
3.6.2-	Medidas para la protección del medio ambiente durante el secado del mineral.	73
3.7-	Conclusiones del capítulo 3.	74
	CONCLUSIONES GENERALES	75
	RECOMENDACIONES	77
	BIBLIOGRAFÍA	78
	ANEXOS	87



INTRODUCCIÓN

La industria cubana del níquel juega un papel determinante dentro de la economía nacional. Insertada en esta rama, la empresa “Comandante Ernesto Che Guevara” es uno de los pilares que la consolida; por ello, la reducción del consumo de portadores energéticos y la optimización de sus procesos inciden considerablemente en la eficiencia de los diferentes equipos e instalaciones que la componen.

Actualmente la empresa se encuentra dentro de un proceso inversionista y de modernización de sus plantas con el objetivo de reducir los costos en la producción de cada tonelada de níquel y hacerla más competitiva en el mercado internacional y con ello dar cumplimiento a la misión de esta industria que es: incrementar y diversificar la producción de níquel y cobalto alcanzando los estándares internacionales de eficiencia metalúrgica, costos de producción y productividad (...) que permita maximizar los aportes al estado cubano (Quintana, 1999).

En la referida empresa se desarrollan complejos procesos que muestran diferentes comportamientos con dinámicas muy variadas, entre ellos se encuentran en la planta de preparación de mineral el proceso de secado térmico en cilindros rotatorios horizontales.

El proceso de secado, como se planteó anteriormente se realiza en los secadores cilíndricos de la planta de preparación de mineral cuya tecnología está basada en el esquema carbonato-amoniaco del mineral reducido, es un proceso continuo, utilizado en las condiciones de presión atmosférica y el equipamiento tecnológico se distingue por su sencillez y amplia utilización en los aparatos conocidos (hornos de soleras múltiples, espesadores y columnas de destilación) Estas características favorecen la creación de una producción con alto nivel de mecanización y automatización. Este es llamado proceso Carón.

Entre los aspectos más importantes que se han planteado los directivos de la empresa “Comandante Ernesto Che Guevara” en función de disminuir el consumo de combustible, está la realización eficiente del proceso de secado en los cilindros rotatorios, aspecto no resuelto en la actualidad, si se tiene en cuenta que solo en el proceso de secado convencional se emplea el 23 % del total de la energía consumida

en la mencionada empresa (Informe económico anual de la empresa Ernesto Che Guevara, 2006; Retirado, 2007; Vinardell, 2011).

A nivel mundial se han desarrollado varios estudios, que van desde el análisis termoenergético y la determinación de parámetros de trabajo y propiedades de las sustancias a secar hasta la modelación y simulación del proceso de secado en cilindros rotatorios horizontales (Savaresi *et al.*, 2001; Sheehan *et al.*, 2005; Castaño, 2003; Assis *et al.*, 2005; Britton *et al.*, 2006; Lobato *et al.*, 2008; Castaño *et al.*, 2009; Fernandes *et al.*, 2009). En todos los casos se utilizan materiales con características termofísicas diferentes a las del mineral laterítico de la región.

En Cuba los secadores de la referida empresa han sido objeto de estudio de diversas investigaciones (Torres, 1999; Torres *et al.*, 2000; Bachir, 2001). Estos autores analizan el comportamiento del arrastre de partículas finas en los gases durante el secado del mineral laterítico en uno de los equipos en condiciones normales de operación y en otro, eliminaron los levantadores sectoriales en el último tercio del equipo y analizaron en ambos la influencia de los gases residuales provenientes de la planta hornos de reducción; luego obtienen la correlación entre la velocidad de los gases en el interior del cilindro, el contenido de humedad de los gases y el arrastre de partículas como variable de salida. Posteriormente Torres *et al.* (2003) determinan la influencia que tienen la humedad de equilibrio, la constante de secado y el coeficiente de transferencia de masa, en el secado del mineral obteniendo la correlación y regresión de las variables antes mencionadas en función de la temperatura y el contenido de humedad de las menas. Por su parte, Aldana *et al.* (2004) analizan los problemas que limitan la productividad de los secaderos en la empresa, demostrando que la limitante fundamental es el aporte de calor y que se puede elevar la productividad a través del incremento del coeficiente de utilización de los secaderos.

Como se aprecia las investigaciones antes referenciadas abordan aspectos importantes del proceso de secado, pero no analizan la interrelación general que existe entre el rendimiento térmico, productividad específica e índice de consumo de combustible y los restantes parámetros; principalmente la humedad de entrada y el flujo de mineral húmedo; que definen el comportamiento termoenergético de los equipos, cuando estos

últimos varían de forma sistemática. Lo anterior puede ser atribuido a las siguientes **deficiencias**:

- ✓ *El insuficiente conocimiento de los principales parámetros que inciden en la eficiencia del proceso de secado en cilindros rotatorios.*
- ✓ *Las limitaciones de los procedimientos de cálculo existentes para el análisis termoenergético del proceso.*

A partir de los aspectos antes expuestos se declara como **problema científico**:

Las limitaciones de los métodos existentes para la evaluación termoenergética del proceso de secado de mineral laterítico considerando la variabilidad de los principales parámetros de trabajo de los mismos.

Como **objeto de estudio de la investigación** se establece:

Los secadores cilíndricos rotatorios horizontales de la empresa “Comandante Ernesto Che Guevara”.

Y su **campo de acción** es:

El proceso de secado del mineral laterítico.

Sobre la base del problema a resolver se establece la siguiente **hipótesis**:

Mediante las correcciones al método de balance térmico y de masa es posible establecer el comportamiento de los parámetros de eficiencia (rendimiento, índice de consumo de combustible, productividad específica) y su dependencia del contenido de humedad y flujo de mineral húmedo en el proceso de secado convencional de mineral laterítico en cilindros horizontales rotatorios en las condiciones actuales de explotación de los secadores de la empresa “Comandante Ernesto Che Guevara”.

En correspondencia con la hipótesis planteada, se define como **objetivo general**:

Desarrollar la evaluación termoenergética del proceso de secado de mineral laterítico en los secadores cilíndricos horizontales rotatorios mediante el método de balance térmico y de masa.

Como **objetivos específicos** se establecen:

- ✓ *Establecer las características fundamentales del método integrado de balance térmico y de masa y su acomodo al objeto de estudio.*
- ✓ *Evaluar el comportamiento de los parámetros fundamentales del proceso de secado y su influencia en los indicadores de eficiencia.*

Para dar cumplimiento a los objetivos se desarrollan las siguientes **tareas del trabajo**:

- ✓ *Establecimiento del estado del arte relacionado con el proceso de secado en cilindros horizontales rotatorios y los métodos de balance térmico y de masa existentes.*
- ✓ *Proposición del método de balance térmico y de masa y sus particularidades en el secado del mineral laterítico en la empresa “Comandante Ernesto Che Guevara”.*
- ✓ *Identificación de los principales parámetros que influyen en los valores de eficiencia del proceso de secado del mineral laterítico y el sistema de medición empleado.*
- ✓ *Establecimiento de los gráficos de comportamiento de los principales parámetros que influyen en los indicadores de eficiencia del proceso de secado.*
- ✓ *Valoración de los impactos económicos y ambientales del proceso en las condiciones de explotación de la empresa “Comandante Ernesto Che Guevara”.*

Los **métodos de investigación** empleados en el trabajo se exponen a continuación:

- ✓ **Histórico-lógico:** *para la actualización del estado del arte relacionado con las teorías de secado actualmente usadas para describir el proceso de secado de materiales porosos.*
- ✓ **Sistémico:** *para la sistematización de la teoría básica de los procesos de secado que resulta de interés para la evaluación termoenergética del objeto de estudio.*
- ✓ **Inductivo-deductivo:** *para la determinación de las limitaciones de las investigaciones consultadas, al ser aplicadas de secado del mineral laterítico y para la adecuación del procedimiento de cálculo al proceso investigado.*

- ✓ **Computacional:** *para la creación de la herramienta informática (la hoja de cálculo dinámica), el cálculo de los parámetros fundamentales del proceso y la creación de los gráficos de comportamiento de interés para la investigación.*

Metodología empleada para el desarrollo de la Investigación

La metodología utilizada durante el desarrollo de la investigación, que por etapas de trabajo se presenta a continuación, no difiere en su esencia de la metodología de investigación clásica utilizada en estudios dedicados al análisis termoenergético de los proceso de secado (Torres, 1999; Torres *et al.*, 2000; 2003; Azman, 2008; Moya, 2008).

Primera etapa (Fundamentación teórica de la investigación). El primer paso lo constituyó la selección de la planta y el objeto de la investigación, debido a su importancia desde el punto de vista metalúrgico y económico. Se determinaron los métodos a aplicar en la fase inicial tales como la revisión bibliográfica de la documentación técnica de la planta, manual de operaciones, trabajos investigativos específicos, trabajos de campo destinados a la observación del trabajo de la planta, así como también se realizó la revisión de trabajos precedentes y se estableció la base teórica que sustenta la investigación.

Segunda etapa (Establecimiento del procedimiento de cálculo): se establecieron los procedimientos que permiten calcular las corrientes térmicas generadas en el proceso, los flujos de calor transferidos por convección y radiación, el rendimiento térmico de la instalación y el flujo de combustible teórico. Además se exponen las expresiones para el cálculo del área de las diferentes secciones de los secadores.

Tercera etapa (Evaluación termoenergética del objeto de estudio): se realizaron las mediciones experimentales en los secadores durante su funcionamiento, luego se implementaron los procedimientos antes descritos en una aplicación informática (hoja de cálculo dinámica, en MathCad Professional 15). Mediante la referida aplicación se calcularon los parámetros más importantes del proceso estudiado, haciendo énfasis en las corrientes calóricas, el rendimiento térmico y el flujo de combustible teórico. Posteriormente se establecieron los gráficos que permiten valorar el comportamiento termoenergético del objeto de estudio.



Finalmente se exponen las conclusiones generales, la cuales recogen los principales resultados del trabajo; las recomendaciones, que constituyen punto de partida para futuras investigaciones relacionadas con la temática; y los anexos, que complementan la información expuesta en la tesis.



CAPÍTULO 1

FUNDAMENTOS TEÓRICOS DEL PROCESO DE SECADO CONVENCIONAL

1.1- Introducción

El secado es el proceso mediante el cual se produce la eliminación del agua que contienen los materiales, el mismo se realiza a través de un proceso simultáneo de transferencia de calor y masa, también puede efectuarse por medios mecánicos (sedimentación, centrifugación y filtración). Sin embargo, la deshidratación más completa se alcanza mediante el secado térmico (Knoule, 1968; Sazhin, 1984).

La importancia de los procesos de secado se puede apreciar a través de los estudios realizados por Franzen *et al.* (1987) quienes estimaron que a nivel mundial se consumen más de $2 \cdot 10^5$ MJ de energía en el secado de alimentos cada año y, por otro lado, Strumillo *et al.* (1995) determinaron que 12 % del consumo mundial de energía a nivel industrial es destinado a los procesos de secado.

A pesar de que los datos anteriores señalan al secado como uno de los procesos más empleado a nivel industrial, todavía se desconocen muchos aspectos relacionados con las etapas y los mecanismos de movimiento de la humedad implicados en el mismo. Esto se debe a la complejidad de la estructura de los materiales sometidos a secado, porque a nivel microscópico son complejos (Hernández y Quinto, 2005).

El **objetivo** del capítulo es: exponer los fundamentos teóricos del proceso de secado, que permitan la evaluación termoenergética del objeto de estudio.

1.2- Antecedentes, actualidad de las teorías de secado de materiales porosos y trabajos precedentes

Los primeros intentos realizados para tratar de explicar el proceso de secado y los mecanismos que intervienen en el mismo datan de la primera década del siglo XX. Desde entonces, se han publicado en la literatura científica diversas teorías que buscan describir la forma en que se desarrolla el secado. A partir de estas teorías fueron establecidos múltiples modelos matemáticos generales.

La mayor parte de esos modelos se desarrollaron con base en el conocimiento

empírico, por lo que estos solo son útiles para describir el secado de una manera muy general. Sin embargo, también se ha recurrido a los conocimientos que proporcionan la termodinámica, la mecánica de fluidos y la transferencia de calor, entre otras disciplinas científicas, para plantear ecuaciones matemáticas que describan el secado desde un punto de vista más formal (Hernández y Quinto, 2005). Las teorías actualmente usadas para explicar el proceso de secado de los materiales porosos son las que a continuación se describen:

En 1907 se enuncia la **teoría capilar** la cual refiere que durante el secado el transporte del líquido se produce a través de los intersticios y sobre la superficie del sólido debido a la atracción molecular entre el líquido y el sólido (Bukingham, 1907). Algunos investigadores han señalado que en el secado de sólidos granulares, el flujo de humedad es determinado totalmente por fuerzas capilares por lo que es independiente de la concentración de humedad. Sin embargo, se ha demostrado a través de experimentos, que el flujo de humedad puede ser en la dirección del incremento de la concentración si la fuerza conductora predominante es el gradiente de tensión.

La **teoría de difusión líquida** considera que el movimiento de la humedad durante el secado se debe únicamente a la difusión líquida, por lo que se puede representar con la Ley de Fick (Lewis, 1921), la referida ley ha sido resuelta considerando coeficientes de difusión constantes, medios isotrópicos y condiciones de frontera de primer orden. Esta teoría, en los últimos años, ha ganado preferencias entre los investigadores en el área de los alimentos y granos por los buenos resultados que se obtienen al utilizarla (Yang *et al.*, 2002; Wu *et al.*, 2004; Rafiee *et al.*, 2007, 2008).

Por su parte, la **teoría de condensación-evaporación** (o teoría de Henry) tiene en cuenta la difusión simultánea de calor y masa, asume que los poros forman una red continua de espacios incluidos en el sólido y que la cantidad de vapor varía de forma lineal con la concentración de vapor y la temperatura. Esta teoría considera además que el flujo capilar no es el único mecanismo de transporte de humedad presente al inicio del periodo de velocidad de secado decreciente, sino que también ocurre la transferencia de vapor por difusión (Henry, 1939).

Entre tanto, la **teoría de Philip y De Vries** considera que la humedad se desplaza tanto

por difusión como por capilaridad (Philip y De Vries, 1957). Los investigadores derivaron las ecuaciones que describen la transferencia de calor y masa en materiales porosos bajo los gradientes combinados de temperatura y de humedad; y extendieron sus modelos para mostrar separadamente los efectos de los componentes isotérmicos y térmicos de la transferencia de vapor. La limitación de esta teoría radica en que los modelos matemáticos sólo se emplean en el primer periodo de secado, debido a que es en esta etapa del proceso donde se mantiene en el medio poroso una película de humedad continua, en el interior de los poros.

De forma análoga la **teoría de Krischer y Berger-Pei** establece que durante el secado la humedad puede migrar en el estado líquido por capilaridad y en el estado vapor por un gradiente de concentración de vapor (Krischer, 1963). Por su parte, Berger y Pei (1973) señalaron que las principales dificultades encontradas en el modelo de Krischer son la aplicación de la isoterma de sorción y el uso de las condiciones de frontera de primer tipo. Estos investigadores, a diferencia de Krischer (1963), emplearon las ecuaciones acopladas de la transferencia de calor y masa.

Las dos teorías anteriores, las enunciadas por Philip y De Vries y por Krischer y Berger-Pei, fueron los primeros intentos realizados para lograr un modelo general del proceso de secado, en donde se considera que la migración de la humedad se debe a más de un mecanismo físico.

La consideración de que los flujos debido a la difusión de vapor y líquida están conformados por dos partes: una debida al gradiente de concentración de humedad total y la otra debido al gradiente de temperatura fue establecida en la **teoría de Likov** (Likov, 1966). Es una de las teorías más completa de las enunciadas hasta la actualidad para explicar el proceso de secado de los materiales porosos. Sin embargo, no ha sido completamente aceptada dado a que no existe consenso entre los investigadores en cuanto a la validez y el significado físico del potencial de transferencia de masa, introducido por primera vez por Likov en 1966.

Las ecuaciones de conservación para un volumen promedio del sólido a partir de las expresiones matemáticas de cada fase del proceso fueron establecidas en la **teoría de Whitaker** (Whitaker, 1977; Whitaker y Chou, 1983). La modelación general planteada

no difiere sustancialmente de la establecida por Likov (1966), pero debido a que tiene un buen sustento físico y matemático, ha tenido aceptación entre los investigadores de la temática de secado, al grado de ser considerada como la mejor aproximación al estudio del secado en materiales porosos. Hoy día el modelo de Whitaker, aunque es casi imposible de resolver analíticamente, se considera el más completo y preciso para describir los fenómenos que ocurren durante el proceso de secado de un sólido poroso.

El modelo integral de la transferencia simultánea de calor y masa que considera todos los factores que intervienen en el proceso de secado está contenido en la **teoría de Kowalski-Strumillo** (Kowalski y Strumillo, 1997), el mismo implica serios problemas para resolverse analíticamente, es por ello que en uno de sus trabajos posteriores (Kowalski y Strumillo, 2001) sugirieron que podría establecerse un modelo más simple, con base en la termodinámica de los procesos irreversibles, como el desarrollado por Likov (1966), pero que tome en cuenta la transferencia de calor, de masa y la presencia de los efectos esfuerzo-deformación que tienen lugar durante el secado.

La incorporación de las ecuaciones de esfuerzo-deformación, a las de transferencia de calor y masa, constituye la novedad de esta teoría ya que con anterioridad casi todos los modelos de secado consideraban que el sólido no sufría deformaciones, lo que representa una simplificación que facilita la solución del sistema de ecuaciones diferenciales. La solución del sistema de ecuaciones generado permite conocer simultáneamente: la humedad, la temperatura, la deformación y el esfuerzo en los materiales durante el proceso de secado. Esta teoría es relativamente reciente, sin embargo, constituye una de las aproximaciones más interesantes de las conocidas hasta hoy, para estudiar los fenómenos de esfuerzo-deformación de un sólido durante el secado.

Como se ha indicado en este epígrafe, existen varias teorías que explican el transporte de la humedad en medios porosos, para las cuales se han desarrollado diversos modelos generales. Sin embargo, los modelos de secado más difundidos actualmente son los que consideran la difusión simultánea de vapor y líquido (Henry, 1939; Philip y De Vries, 1957), los que se sustentan en la termodinámica de los procesos irreversibles (Likov, 1966; Whitaker, 1977; Whitaker y Chou, 1983) y los que se fundamentan en la

transferencia simultánea de calor, masa y momentum (Kowalski y Strumillo, 1997, 2001), los restantes modelos de secado se utilizan en menor medida.

1.2.1- Trabajos precedentes con aplicación de las teorías de secado

El secado con el empleo de la energía térmica se ha desarrollado vertiginosamente en el mundo, de acuerdo con las fuentes bibliográficas consultadas (Krisher, 1961; Strumillo, 1975) se destacan dos tendencias fundamentales: el secado bajo parámetros controlados y el secado bajo parámetros no controlado (el solar). A este trabajo ofrece particular interés la primera de ellas.

Respecto al primer elemento se encontraron numerosos trabajos experimentales encaminados a describir el comportamiento de la transferencia de calor y masa en el secador y caracterizar la cinética del proceso de secado y la humedad de equilibrio. Los trabajos más pertinentes se analizan a continuación.

Likov (1954), demostró experimentalmente que el proceso de secado depende del mecanismo de transporte de la humedad en el interior del sólido bajo la acción de un gradiente térmico, de la energía de vaporización y de la difusión del vapor desde la superficie del material hacia los alrededores, a través de la capa límite. Este descubrimiento es válido para el secado de los materiales capilaroporosos, grupo al que corresponde el mineral laterítico según la clasificación dada por Kasatkin (1987).

Philip y De Vries (1957), estudian las fuerzas capilares que causan el transporte del líquido, en términos de gradientes del contenido de humedad y temperatura resultante en una ecuación de difusión. Aunque el trabajo se realizó para diferentes condiciones de experimentación, el mismo indica los elementos a considerar en el estudio experimental del proceso.

Relacionado con la modelación matemática del proceso de secado, es importante destacar el trabajo desarrollado por Myklestd (1963b). El autor obtiene un modelo estático de un secadero a contra corriente, donde trabaja con un coeficiente volumétrico global de transferencia de calor y considera la temperatura del sólido invariable en la zona de velocidad de secado constante.

Otras investigaciones en este campo son las efectuadas por Sharples *et al.* (1964) quienes plantean un modelo con cuatro ecuaciones diferenciales que describen los procesos de transferencia de masa y energía, aunque el modelo se obtiene para el secado de fertilizante.

Thorpe (1972) aplica las ecuaciones de balance de masas y energía a cada una de estas etapas. En otro trabajo Deich y Stalskii (1975) desarrollan un modelo dinámico asumiendo las siguientes consideraciones:

- ❖ Se trabaja con parámetros distribuidos para el sólido y el gas.
- ❖ El calor específico del sólido es constante.
- ❖ Los coeficientes de transferencia de masa y de energía son constantes.
- ❖ Las velocidades del sólido y del gas son constantes a lo largo del cilindro del secador.
- ❖ Los fenómenos de combustión, difusión y radiación son despreciables.

Fulford (1969) y Boizán (1991), proporcionan varios modelos matemáticos tomados de la literatura rusa para describir la cinética del secado. Estos modelos reportados por diferentes autores (Filonenko, 1958; Rezchikov *et al.*, 1966; Kuroshkina, 1972) fueron establecidos considerando la velocidad de secado (N) constante. En todos los casos N se expresa en forma de una función empírica de los parámetros fundamentales del proceso. Estas expresiones no pueden ser aplicadas al secado del mineral laterítico porque en este proceso la velocidad de secado varía y no existe fluidización, además, los materiales experimentados (semillas de tomate, granos y partículas de papa, respectivamente) tienen propiedades termofísicas diferentes a la del sólido estudiado en este trabajo.

Huang (1979), usó un sistema de ecuaciones para la etapa del secado en el cual el movimiento del líquido debido al flujo capilar es dominante y un sistema diferente de ecuaciones para el estado, donde el movimiento de la humedad ocurre a través de la difusión del vapor.

El trabajo presentado por Reay (1979) contiene un estudio general que incluyen un modelo para el sólido y otro para la instalación de forma independiente. En el modelo de

comportamiento del sólido obtiene la velocidad de secado como función de la humedad en el sólido y de la temperatura y humedad del aire seco. En este estudio se pone de manifiesto que una de las principales dificultades de la hora plantear un modelo fiable está en la medición del coeficiente volumétrico de transmisión de calor y del tiempo de paso del sólido en el cilindro.

Thomas *et al.* (1980), resolvieron las ecuaciones expuestas por Lykov (1954) usando el método de elementos finitos, ellos resolvieron las ecuaciones diferenciales parciales no lineales para los casos donde es posible variar las propiedades de los materiales y también ecuaciones lineales con propiedades constantes de los materiales; compararon los resultados de ambos casos con los de un análisis lineal del secado de una sección de madera y constataron que no había diferencia con los resultados no lineales, de ahí que asumir las propiedades del material constante se justifique en algunos casos. De los resultados obtenidos por estos investigadores se deduce que es posible simplificar el estudio del proceso al asumir constantes las propiedades del material, siempre que el rango de error no exceda las especificaciones propias del proceso estudiado.

Plumb *et al.* (1985), desarrollaron sistemas de ecuaciones que describen tanto el transporte capilar como difusivo de humedad y calor para el secado de madera, sus predicciones numéricas se basaron en funciones empíricas para predecir la transferencia de calor por convección en la superficie como una función del contenido de humedad de dicha superficie. A pesar de que los resultados obtenidos son satisfactorios para el secado de madera, los mismos no pueden ser generalizados al mineral laterítico por las diferencias notables que existe entre las propiedades térmicas de ambos sólidos.

Baker (1988) aborda los modelos de transferencia de calor y masa para secadores rotatorios en cascada y los clasificó en dos categorías. La interpretación de los datos en un gran número de secadores rotatorios se realiza de forma aproximada en términos del coeficiente global de transferencia de calor, basado en el área efectiva de contacto entre el gas y el sólido y el cociente de esta área con relación al volumen del secador.

Las relaciones empíricas que se obtienen de esta aproximación son generalmente insatisfactorias, el autor realizó para ello el diseño de un secador industrial operando

con una velocidad del aire de 3 m/s. Las ecuaciones se obtienen con el fin de determinar la cantidad de calor transferido usando un coeficiente de transferencia de calor pelicular, pero en este caso se hace más dudosa el área en que se estima la ocurrencia de la transferencia de calor.

Por otra parte, Seckler (1988) se presenta un trabajo sobre el secado de fertilizantes, donde se muestra la influencia del diámetro de las partículas a secar y proponen un modelo donde la velocidad de evaporación es función de este parámetro.

Peishi *et al.* (1989), usaron diferentes formulaciones matemáticas para la región húmeda, en estas el mecanismo de transferencia es el flujo capilar de agua libre y la región de absorción en la que el transporte de humedad es debido al movimiento del agua no estructural y la transferencia de vapor, usando el modelo desarrollado estudiaron el comportamiento del secado de ladrillos, madera y granos de maíz, haciendo predicciones en cuanto a la temperatura y distribución del contenido de humedad para esos materiales. Ilic *et al.* (1989), utilizaron la forma integral de las ecuaciones de conservación de la masa y energía considerando un elemento de volumen promedio, el que consta del sólido poroso, agua y vapor de agua para describir el secado del material en las regiones húmedas y secas.

En el trabajo de Douglas *et al.* (1992) se propone un modelo donde se divide el cilindro en varias secciones, asumiendo un juego de parámetros fijos para cada sección, a las que imponen ecuaciones de equilibrio. Este modelo es aplicado al secado de azúcar.

Kallel *et al.* (1993), estudiaron el efecto del contenido de humedad inicial y el coeficiente de transferencia de calor por convección en el secado de ladrillos; emplearon ecuaciones de conservación para líquidos, aire y vapor de agua, similar a las utilizadas por Whitaker (1977). El efecto del flujo capilar en la primera etapa de secado y difusión gaseosa en la última etapa son dados en términos de coeficientes difusivos para los líquidos y vapores. Este aporte no es satisfactorio para predecir el comportamiento del secado del mineral laterítico debido a que las expresiones fueron obtenidas para el proceso continuo y el caso estudiado corresponde al secado periódico.

Papadakis *et al.* (1997) para estimar el coeficiente de transferencia de calor pelicular usaron las relaciones propuestas por Langrish *et al.* (1988), sus aproximaciones son

básicamente las mismas que las de Schofield y Glikin, pero realizan gran cantidad de experimentos para eliminar las debilidades del método.

Ferguson *et al.* (1995) derivaron las ecuaciones de conservación para líquido y aire haciendo aproximaciones continuas para el secado de madera por debajo del punto de ebullición del agua; utilizando la técnica del volumen de control como un punto de referencia validaron los resultados obtenidos con el empleo del método de elementos finitos; encontraron ligera diferencia en los resultados de ambos métodos durante la última etapa de secado.

Haciendo uso de los coeficientes de difusividad obtenidos experimentalmente por Perrin *et al.* (1987); Muregesan *et al.* (1996), realizan predicciones numéricas a partir de un modelo unidireccional para estudiar la variación de la humedad y la temperatura dentro de materiales sólidos durante el secado convectivo asumiendo propiedades de transporte constantes, en este trabajo se omiten los términos de disipación viscosa y convectiva en las ecuaciones de energía, también se asume que existe equilibrio térmico local entre la matriz del sólido, líquido puro y mezcla gaseosa de aire y vapor. Las simplificaciones realizadas no permiten la generalización de los resultados.

Por otra parte Fitt (1996), afirma que muchos modelos matemáticos de procesos industriales pueden ser escritos como sistemas $n \times n$ de leyes de conservación en términos de n variables independientes.

En cuanto a la modelación matemática, Smith *et al.* (1997) plantean que la modelación matemática de un proceso industrial usualmente parte con el balance de una cantidad conservada: masa y energía, por lo que el balance puede ser escrito como:

Total masa / energía que entra al volumen de control.	-	Total masa / energía que sale del volumen de control.	=	Total masa / energía acumulada en el volumen de control.
---	---	--	---	--

Eich-Soellner *et al.* (1997) señalan que la modelación matemática es una herramienta indispensable en el diseño y operación de las plantas químicas, ofreciendo un método numérico para la solución de grandes sistemas de ecuaciones derivados de la modelación de toda una planta de producción. Los últimos avances en el campo de la

simulación, en programas tales como el MATLAB, permiten obtener con gran exactitud estas soluciones a una gran velocidad, pudiendo seleccionar para ello varios métodos numéricos.

En el trabajo Duchesne *et al.* (1997) se presenta un simulador de secadores rotatorios con cuatros submodelos: modelo de combustión, modelo de transporte, modelo del gas y modelo del sólido. En este simulador se muestra que para controlar la humedad del sólido en la salida la principal variable a manipular es el flujo de combustible.

Más recientemente Savaresi *et al.*, (2005), Britton *et al.*, (2006), presentan modelos de parámetros distribuidos aplicados a secadores en contracorriente de azúcar, mientras que en Lobato *et al.*, (2008) se hace uso de técnicas de evolución diferencial para estimar los parámetros de modelos similares.

En Cuba se han desarrollado diferentes investigaciones relacionadas con el secado de materiales y productos alimenticios tales como: café, cacao, cebolla, madera, cemento, zeolita, entre otros, todos con resultados satisfactorios para cada uno de estos materiales. Dentro de ellos se puede destacar el trabajo desarrollado por Novoa *et al.* (1995) para el secado de zeolita a escala de laboratorio, en este se obtienen ecuaciones empíricas que describen el comportamiento de la cinética del secado del producto siguiendo el modelo propuesto por Hall (1983), obteniendo además, los valores de humedad de equilibrio para diferentes temperaturas y humedad inicial; finalmente con todos los resultados alcanzados realizaron un software para simular el proceso y predecir su comportamiento bajo determinadas condiciones de operación.

En la empresa productora de níquel “Comandante Ernesto Che Guevara” se han desarrollado varios trabajos investigativos en los secadores de mineral (Mora, 1999; Bachir, 2001; Moya, 2008). Es estas investigaciones se abordan los aspectos relacionados con el análisis de las pérdidas de calor y su influencia en el gasto económico por concepto de consumo de combustible y la evaluación térmica de las instalaciones de secado.

También se ha investigado el comportamiento del arrastre de partículas finas en los gases de los secadores; la influencia que tienen la humedad de equilibrio, la constante de secado y el coeficiente de transferencia de masa en el secado de las menas

lateríticas y a los problemas que limitan la productividad de los secadores (Torres, 1999; Torres *et al.*, 2000, 2003; Aldana *et al.*, 2004).

El trabajo investigativo realizado por Domínguez (2011), es el estudio más integrador desde el punto de vista de balances térmicos y de masa en secadores en cuba, este trabajo está relacionado con el secado de Carbón antracita en este tipo de equipos, el autor analiza las diferentes corrientes energéticas que se generan en el proceso y estima el índice de consumo de combustible y los principales parámetros que influyen en él.

Como se puede apreciar en los trabajos precedentes en Cuba la literatura recoge pocos estudios teórico-experimentales de los secadores cilíndricos rotatorios horizontales de las empresas productoras de níquel, debido a la dificultad de hacer mediciones en dicho agregado, particularmente en condiciones industriales y a la complejidad de los procesos de transferencia de calor y masa que tienen lugar en estos equipos.

En cuanto a los métodos utilizados para el balance térmico y de masa equivalentes a la modelación matemática de secadores cilíndricos rotatorios horizontales, los trabajos consultados se basan en la resolución de sistemas de ecuaciones por separado para cada uno de los procesos que ocurren internamente dentro del secado.

En el caso específico de los secadores de la empresa “Comandante Ernesto Che Guevara” los estudios realizados se basan fundamentalmente en determinaciones de pérdidas por transferencia de calor al ambiente y su influencia en el consumo de combustible, análisis del flujo de gases de hornos y su efecto sobre la eficiencia del proceso de secado. Otros trabajos evalúan algunas propiedades y coeficientes (granulometría, coeficiente global de transmisión de calor).

1.2.2- Mecanismos de movimiento de la humedad en los materiales porosos

Para explicar el traslado de la humedad en los materiales porosos, durante el proceso de secado, en la literatura científica se pueden encontrar referencias a diversos mecanismos de movimiento de la humedad (Hernández y Quinto, 2003a), ellos son:

- ✓ **Difusión líquida:** debido a los gradientes de concentración de humedad.
- ✓ **Difusión de vapor:** debido a los gradientes de presión parcial del vapor

- ✓ **Movimiento de líquido:** debido a las fuerzas capilares
- ✓ **Flujo de líquido o vapor:** debido a diferencias en la presión que existe en el interior de los poros y el agente secante.
- ✓ **Efusión:** se presenta cuando el camino libre medio de las moléculas de vapor es del orden del diámetro de los poros.
- ✓ **Movimiento de líquido:** debido a la gravedad.
- ✓ **Difusión superficial:** debido a los gradientes de concentración de humedad y de presión parcial del vapor que se generan en la superficie de secado.

De forma general se considera que el mecanismo de flujo capilar es el que predomina durante el periodo de secado de velocidad constante, mientras que los mecanismos de condensación-evaporación y flujo de vapor corresponden al periodo de velocidad decreciente (Keey, 1980). El estudio de estos mecanismos, aplicados al análisis del proceso de secado, ha dado lugar a diferentes teorías de secado, las cuales han sido anteriormente descritas.

1.2.3- Curvas de secado

Básicamente, el secado consiste en retirar por evaporación el agua de la superficie del producto y transferirla al aire circundante. La rapidez de este proceso depende del aire (la velocidad con la que éste circule alrededor del producto y su grado de sequedad) y de las características físico mecánicas del producto (su composición, contenido de humedad y el tamaño de las partículas). El aire contiene y puede absorber vapor de agua. La cantidad de vapor de agua presente en el aire se denomina humedad. La cantidad de vapor de agua que el aire puede absorber depende, considerablemente de su temperatura. A medida que el aire se calienta, su humedad relativa decrece y por tanto, puede absorber más humedad. Al calentarse el aire alrededor del producto, éste se deshidrata rápidamente. Cuanto mayor sea el flujo de aire más rápidamente se eliminará el agua del producto a secar (Zazhin, 1984).

De acuerdo con Boizán (1991) una de las formas más eficiente de describir el proceso de secado es mediante las curvas de velocidad de secado contra humedad promedio

en un sistema de coordenada $(du/d\tau) = f(u)$. En la figura 1.1 se representan de forma general las etapas de secado por lo que transita un sólido objeto sometido al proceso.

El tramo AB corresponde al periodo de calentamiento. En esta la temperatura del material se eleva hasta la temperatura a bulbo húmedo y su humedad baja muy poco. La velocidad de secado crece y en B alcanza su máximo valor.

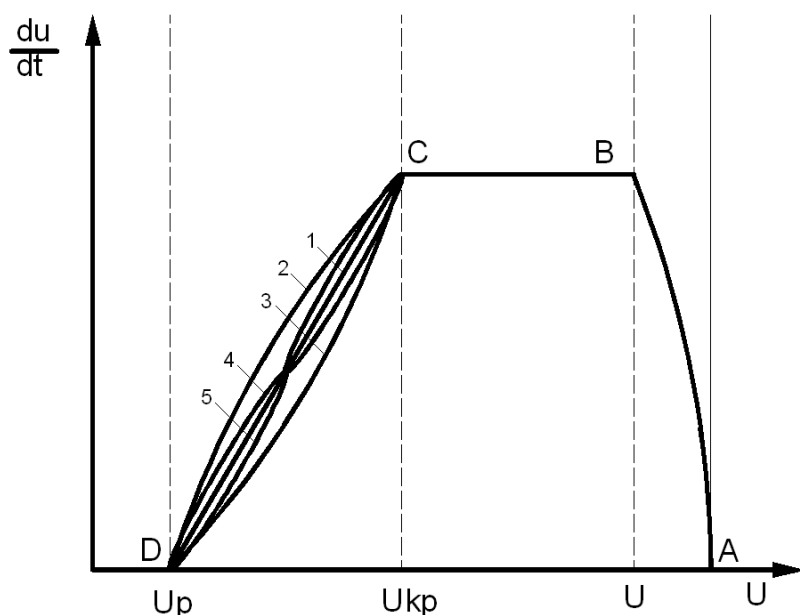


Figura 1.1 Curva de velocidad de secado

Fuente: Boizán, (1991).

El periodo de velocidad de secado constante corresponde a la recta BC. En esta etapa tiene lugar una intensa evaporación de la humedad libre. La velocidad del proceso es máxima y depende fundamentalmente de la resistencia externa a la difusión y en menor cuantía de la resistencia interior del sólido a la difusión. El periodo de velocidad de secado decreciente, según sea el caso, puede describirse con una de las curvas (1, 2, 3, 4 ó 5) que van desde C hasta D.

A pesar de que en sentido general este es el comportamiento de los sólidos, en ocasiones durante el secado de algunos materiales (los cereales y algunos vegetales como la papa, remolacha y la zanahoria) en el primer periodo su temperatura no se mantiene constante, sino que sigue creciendo hasta alcanzar valores superiores a la del bulbo húmedo. Este comportamiento permite concluir que la proposición realizada por

Lykov (1966) de llamar a esta etapa *periodo de temperatura constante* no es satisfactoria. Es más acertado llamarlo *periodo de velocidad de secado constante* ya que se cumple para cualquier material.

El proceso de secado está destinado a eliminar el exceso de humedad para poder ser tratado posteriormente de acuerdo a los requerimientos tecnológicos. En nuestro caso el secado se efectúa en hornos de secador rotatorio con cámara de combustión independiente.

Durante el proceso de secado ocurre una transferencia de calor y otra de masa. Mientras en la superficie de la partícula existe humedad, se produce la evaporación superficial, la velocidad de extracción de la humedad interior depende de la velocidad de transferencia de calor al interior de la partícula y la velocidad de transferencia de masa a la superficie del material.

El secado en hornos de secador rotatorio se produce cuando los gases calientes generados en la cámara de combustión, interaccionan directamente con el mineral húmedo. Estos secadores poseen en su interior elementos levantadores encargados de favorecer un mejor intercambio de calor entre los gases y el mineral. También ayudan al avance del mineral por la inclinación del secador, lo cual se ve favorecido por el efecto de arrastre de los gases que viajan en la misma dirección. El efecto de los levantadores se resume en lo siguiente:

- a) Permite una distribución uniforme de la carga en la sección interior del secador por lo que requiere menor consumo de potencia para moverlo.
- b) Permite la formación de cortinas de mineral uniformes con una amplia superficie de contacto con los gases, con lo que se favorece la evaporación.

1.3- Descripción de la sección de secado de la planta de preparación de mineral

Para el secado del mineral en esta planta se emplean tambores rotatorios o secaderos son cilindros alargados formados por una cámara de combustión donde se producen los gases calientes que secan el mineral, y un cilindro, donde el mineral recibirá el proceso de secado (Manual de operaciones de la Planta de Preparación de Mineral de la empresa Comandante Ernesto Che Guevara, 2001).

El tambor secador (secadero) posee un sistema motriz, acoplado al cuerpo de este, que le permite rotar alrededor de su eje (Figura 1.1). El mismo se apoya exteriormente en dos llantas que posee sobre dos pares de rodillo. Internamente el secadero está formado, cerca de la cámara de combustión, por unas guías o deflectores soldados al cuerpo del tambor que son los que dirigen el mineral hacia el interior de la parte cilíndrica.

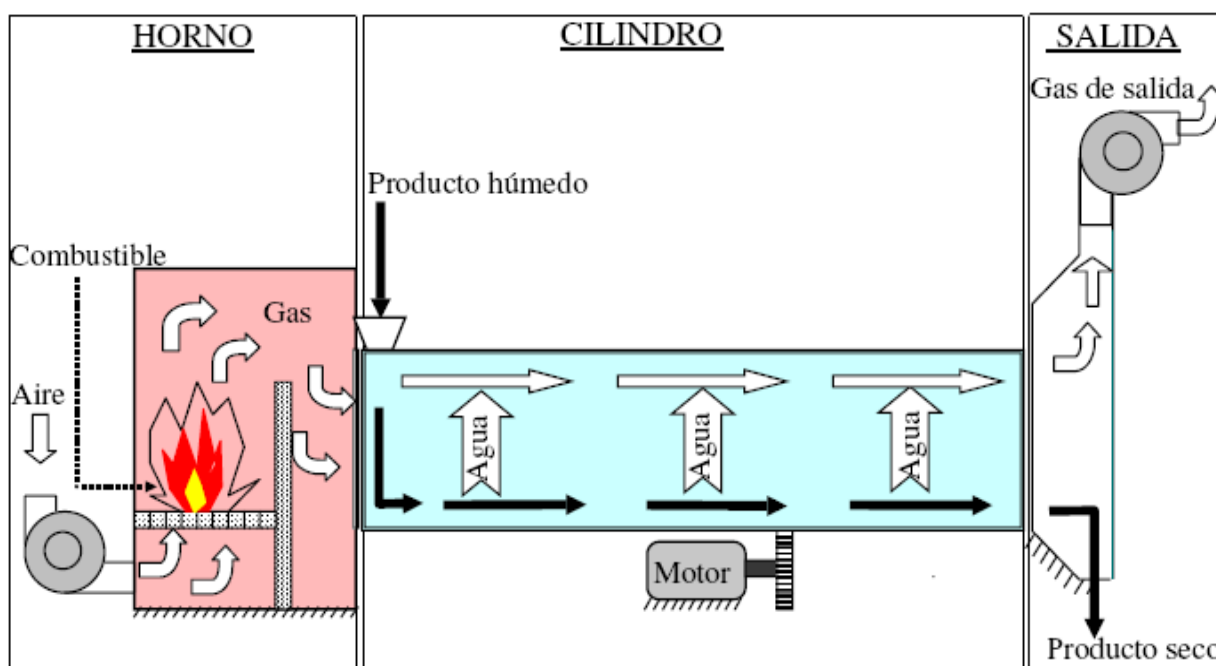


Figura 1.1. Esquema básico de un secador cilíndrico horizontal rotatorio.

Fuente: Castaño *et al.*, (2009).

En esta parte cilíndrica existen otros elementos llamados levantadores de mineral, estos están soldados al cuerpo del tambor y son los encargados de permitir la transferencia de calor entre el gas caliente y el mineral y con ello el proceso de secado.

Estos levantadores dividen al tambor en 6 partes, lo que favorece el proceso de secado porque:

- ✓ Permite que la carga alimentada al secadero sea repartida uniformemente en el interior del mismo.
- ✓ Evita sobrecargar un determinado levantador, provocando la formación de cortinas de mineral uniformes durante la caída del mismo, debido a la rotación del tambor.

- ✓ Posibilita un mayor contacto entre los gases calientes - mineral y con ello una mayor evaporación de la humedad que trae el mineral.
- ✓ Permite que el motor trabaje más establemente y se requiera de menor potencia para mover el secadero, debido a la uniformidad de la carga.

1.3.1- Secado en tambores rotatorios

El mineral al entrar al secadero tendrá una humedad de 40 % aproximadamente y saldrá del mismo con 4,5-5,5 %. Para lograr esto cada secadero posee una cámara de combustión dotada de un quemador de petróleo, a la cual se le suministra aire de combustión, aire de pulverización, aire secundario o gases procedentes de la planta de hornos de reducción. Los gases quemados dentro de la cámara de combustión alcanzan una temperatura de 1500 K y bajarán hasta 800-850 K al entrar en contacto con el aire en exceso que se suministra y que sirve para aumentar el volumen de gases necesarios para secar el mineral. Los gases entran al tambor secador con esta última temperatura (800-850 K) y salen del mismo a una temperatura de 80-100 K.

La entrada de los gases al tambor secador se realiza en dirección a corriente con el mineral alimentado, de forma que el contacto entre los gases calientes y el mineral permita que este último se vaya secando para obtener al final del secadero un producto con las características adecuadas.

Estos gases calientes pueden atravesar el secadero debido a la succión que crea un ventilador de tiro centrífugo de doble entrada (BM-20), situado a la salida del electrofiltro que posee cada secadero individualmente.

Además, estos gases son capaces de arrastrar con ellos el 28 % del polvo que entra con el mineral o que se forma durante el proceso de secado y que por lo general posee una granulometría de $-0,074$ mm, el cual será introducido al sistema de colección.

1.3.2- Estructura interna de los secadores

En el interior del cilindro se colocan elementos encargados de suspender el mineral y dejarlo caer en forma de cortinas uniformes, durante este recorrido es donde se produce el secado con mayor efectividad. Los gases calientes se ponen en contacto con la superficie de las partículas que caen, una parte se queda en el fondo del cilindro

y es sometido a otro procedimiento de intercambio térmico y el resto se esparce en forma de torrentes, el número de torrentes que se forma en el cilindro secador depende del número y forma de las paletas.

En la construcción de las instalaciones internas de los secadores cilíndricos se tiene en cuenta el grosor, la densidad y las propiedades de dispersión del material sometido al secado, además de garantizar la distribución uniforme de este en la sección transversal del cilindro.

Existen diferentes formas de construir los elementos interiores del secador ellas son: periféricos, sectoriales, sectoriales con anillos interiores y en forma de cruz.

Para los materiales en pedazos o húmedos que no se rompen al caer, se instala un sistema de levantadores periféricos que garantiza la elevación del material y su caída desde una altura próxima a la magnitud del diámetro del tambor.

Para los materiales en pedazos pero quebradizos, se emplean los levantadores sectoriales, en estos la caída se produce desde una altura pequeña y disminuye el peligro de hendidura en los mismos.

Para los materiales granulados sin una gran cantidad de partículas pequeñas y polvo se emplean los levantadores sectoriales con anillos interiores o en forma de cruz. Finalmente, para los materiales tan pequeños como el polvo se utilizan levantadores en forma de volteo que constan de mayas de pequeña sección, aisladas unas de otras, en las cuales el traspaso del material se efectúa desde una altura pequeña debido a que en las rejas de volteo está la superficie; con su utilización mejoran las condiciones de sedimentación del polvo.

Durante el secado de los materiales se puede cambiar el tipo de levantadores a lo largo del secador con vista a lograr mejores características del producto obtenido.

En el secado del mineral laterítico en las empresas del níquel actualmente se utilizan los levantadores sectoriales, según la literatura estos se emplean fundamentalmente cuando el material tratado no puede caer desde una altura muy elevada y pueda quebrarse, además de dividir en varias porciones el producto alimentado para facilitar la transferencia de calor entre las partículas.

Para el tratamiento del mineral laterítico se recomienda utilizar levantadores periféricos, la laterita puede dejarse caer desde una altura elevada sin que se produzcan hendiduras en los granos, además mientras mayor es la altura de vuelo de las partículas se favorece el proceso de transferencia de calor y masa y ayuda a romper los pelets que se forman debido a que en la medida en que se va secando el producto se incrementa la fuerza de atracción entre las partículas sólidas y se produce la aglutinación de estas.

1.4- Factores que influyen en la eficiencia del proceso de secado en cilindros rotatorios

La eficiencia del proceso de secado depende de los siguientes factores: características del mineral alimentado, tiempo de retención del mineral, velocidad del gas, temperatura del aire o gas, longitud del secador, pendiente del secador, capacidad de los levantadores del secador, velocidad de rotación del secador, número de levantadores, y otros factores.

1.4.1- Características del mineral alimentado

Aquí se consideran fundamentalmente la granulometría y la humedad, las cuales están íntimamente relacionados. Cuando se suministra un mineral muy fino, es mayor el contenido de humedad en la masa mineral por la amplia superficie de contacto superficial en la misma. Al ser una humedad elevada esto favorece la formación de “pelets”, por lo que solamente se elimina la humedad superficial, por este motivo aumenta el consumo específico de petróleo y obliga a disminuir la cantidad de mineral alimentado al secador para obtener la humedad final deseada.

Un aumento de la granulometría en el mineral favorece el proceso de secado por ser generalmente menor la humedad interna de las rocas (11 a 12,5 %), además de existir un proceso de auto molienda que evita la formación de “pelets”.

1.4.2- Tiempo de retención del mineral

Este factor determina el tiempo necesario de permanencia del mineral dentro del secador. Depende de 4 factores fundamentales: longitud del secador; inclinación del secador; el diámetro; la velocidad de rotación; el tipo de mineral y la velocidad de los



gases (Manual de operaciones de la Planta de Preparación de Mineral de la empresa Comandante Ernesto Che Guevara, 2001).

$$T = \frac{0.00783 \cdot L}{Sd \cdot D \cdot N} \quad (1.1)$$

T : tiempo; h.

L : longitud del secador; m.

Sd : inclinación del equipo; m/m.

D : diámetro del secador; m.

N : velocidad de rotación del secador; rpm.

1.4.3- Velocidad de los gases

Este parámetro es de gran importancia y se calcula en base a la capacidad del secador porque una velocidad muy alta provoca un alto consumo de petróleo para calentar suficientemente los mismos, un tiempo de residencia muy bajo dentro del secador, un insuficiente contacto entre gases y mineral y arrastre de partículas de mineral insuficientemente secadas. Si la velocidad es muy baja de los gases produce recalentamiento de la cámara de combustión y del secador y un secado insuficiente por sobresaturación de los gases con humedad. La velocidad debe ser adecuada según cálculos y depende de la capacidad de evacuación de los gases (ventilación y abertura de los “dampers”).

1.4.4- Temperatura de los gases

Este parámetro se relaciona con la velocidad de ellos: gases muy calientes afectan los ventiladores y el sistema de colección de polvo y los gases con baja temperatura producen un secado insuficiente, puede provocar condensación y deposición de humedad y mineral en conductos y colectores de polvo (filtros).

1.4.5- Diámetro, longitud y pendiente del secador

El diámetro debe ser suficiente para que se forme una cortina de mineral que garantice un adecuado contacto entre los gases y el mineral y no tan grande para evitar exceso de consumo de energía para girar el secador. Este equipo debe ser suficientemente largo para dar el tiempo de residencia necesario para obtener el grado de secado

requerido. En la primera mitad del secador la temperatura de los gases baja bruscamente al ponerse en contacto con el mineral frío y húmedo y se produce la evaporación de la mayor parte de la humedad. El resto del secador debe tener suficiente longitud para eliminar la humedad restante.

La pendiente se relaciona con la longitud. Es la que permite que el mineral avance en el interior del secador sin otros aditamentos. En este caso de estudio secadores la inclinación es de 1/24 m/m (4,17 % ó 2°23').

1.4.6- Cantidad de levantadores del secador

Los levantadores garantizan un amplio contacto entre el mineral y los gases, al permitir la formación de cortinas de mineral en toda la sección del secador. Estos se proyectan en dependencia del tipo de mineral alimentado, su humedad y el diámetro del secador. Para aumentar la capacidad de un secador de diámetro grande con un mineral húmedo y quebradizo se debe aumentar el número de levantadores.

1.4.7- Velocidad de rotación del secador

El mineral recogido por los levantadores debe ser descargado en forma de cortinas uniformes, para esto se necesita de una velocidad adecuada. Si la velocidad es pequeña el mineral rodará en forma paralela, no formándose cortinas. De igual forma si la velocidad es muy alta el mineral seguirá una trayectoria circular, lo que tampoco permitirá la formación de cortinas y traerá consigo un secado inadecuado.

1.5- Caracterización de las menas lateríticas objeto de secado

La laterita se define como “suelo rojo residual” que se desarrolla en regiones húmedas tropicales y subtropicales con buen drenaje. La sílice y el magnesio son lixiviados y contienen concentraciones, particularmente, de hidróxidos de hierro y aluminio. Puede representar una mena de hierro, aluminio, manganeso o níquel (Rojas, 1995). Uno de los componentes principales de este material es la limonita, definida como $\text{FeO}(\text{OH}) \cdot n\text{H}_2\text{O}$ para referirse a los óxidos de hierro, naturalmente hidratados de identidad incierta. Otro de los componentes principales de la laterita es la serpentina, mineral con una fórmula química definida $\text{Mg}_3\text{Si}_2\text{O}_5 (\text{OH})_4$ formado de rocas en dos variedades fundamentales Antigorita y Crisotilo.

La constitución del mineral laterítico se compone de una mezcla (3x1) de limonita (de carácter terroso) y de serpentinas parcialmente descompuestas y duras. La limonita aparece como tierra suelta o en terrones de color amarillo; por su parte el material serpentínico presenta toda la gama desde mineral terroso hasta fracciones de rocas duras de diversos tamaños (Laborde, 2005).

1.5.1- Composición química, granulométrica y mineralógica

Las menas lateríticas empleadas en el proceso productivo están compuestas por materiales esencialmente ferrosos, en general, con elevados contenidos promedios de Fe_2O_3 que varían entre 53,33 y 52,93 %. La granulometría predominantemente oscila entre 0 y 50 mm que representa el 80,72 % del peso total de las muestras, con humedades comprendidas entre 34 y 38 %, lo anterior concuerda con los resultados obtenidos por diferentes investigadores para los perfiles lateríticos cubanos (Rojas 1995; Almaguer, 1996a y b; Rojas *et al.*, 2005a; Agyei *et al.*, 2009a).

La composición mineralógica evidenció el predominio de la Goethita, oscilando entre 64,58 y 70,68 %, como promedio aspecto en el que coinciden varios autores que han realizados estudios relacionados con la mineralogía del material en cuestión (Oliveira *et al.*, 2001; Proenza *et al.*, 2003; Rojas *et al.*, 2005b; Agyei *et al.*, 2009b).

1.5.2- Propiedades termofísicas que influyen en el secado

Para el análisis energético del proceso de secado en cilindros se deben considerar las propiedades termofísicas del material que influyen en la dinámica del secado, los valores utilizados en la investigación del proceso se relacionan en la Tabla 1.1.

Tabla 1.1. Valores de las propiedades termofísicas utilizadas

k (W/m·K)	C_p (kJ/kg·K)	ρ (kg/m ³)	α (m ² /s)	ε (adimensional)
0,11	0,970	3 726	$304,353 \cdot 10^{-6}$	0,93

Según Page *et al.* (1998) la conductividad térmica de las menas lateríticas (k) procesadas en las empresas productoras de níquel cubanas varía desde 0,11 W/m·K para la temperatura ambiente hasta 0,17 W/m·K para la temperatura de 700 K y el calor específico (C_p) en este intervalo de temperatura puede asumirse constante e igual a 0,970 kJ/kg·K. La densidad real (ρ) se determinó en el laboratorio analítico del Centro

de Investigaciones del Níquel en Nicaro. Su valor promedio después del procesamiento estadístico de los resultados fue de 3726 kg/m^3 , aunque osciló entre 3673 y 3771 kg/m^3 . El valor promedio de la densidad aparente fue de $1100,4 \text{ kg/m}^3$ y la oscilación estuvo entre 1084 y 1122 kg/m^3 (Vinardell, 2011). La difusividad térmica de las menas lateríticas (α) se calcula aplicando la expresión 2.6 del capítulo 2. Para ello se emplean los valores de k , C_p y ρ declarados en la Tabla 1.1. La emisividad (ε) se asume de acuerdo con las recomendaciones expuestas en la literatura especializada en la transferencia de calor (Mijeeva y Mijeev, 1991; Incropera y De Witt, 1999, 2003).

1.5.3- Características hidrogeológicas

La permeabilidad de las lateritas, representada por el coeficiente de filtración, oscila entre $0,006$ y $0,21 \text{ m/día}$ y para las lateritas productivas (las que son objeto de secado natural) es $0,043 \text{ m/día}$. La acuosidad presenta valores bajos en general menores de $0,1 \text{ l-s/m}$. La humedad oscila entre $17,1$ y $47,3 \%$ para la capa 1 (capa superficial) y entre $31,4$ y $94,9 \%$ en la Capa 2 (capa interior), la diferencia se debe a que en la capa 1 la granulometría es más gruesa y sobre ella actúa directamente el proceso de evaporación producto de la radiación solar que incide en la superficie del terreno. Los ascensos capilares alcanzan magnitudes entre 20 y $32,8 \text{ m}$, con valores medios alrededor de 26 m . Otras características hidrogeológicas de las lateritas estudiadas se detallan en las investigaciones consultadas (De Miguel, 2004, 2007, 2009).

1.6- Conclusiones del capítulo 1

- ✓ La literatura científica recoge numerosas investigaciones relacionadas con el secado convencional en cilindros rotatorios horizontales. En ellas se abordan, la modelación matemática y; fundamentalmente, el análisis termodinámico del proceso para materiales con características diferentes al mineral laterítico.
- ✓ Se han desarrollado diversas investigaciones del proceso de secado del mineral laterítico, pero aún es insuficiente el número de trabajo que se destinan al estudio y la integración de los principales parámetros de trabajo de los secadores en las condiciones de explotación actuales de las empresas cubanas productoras de níquel.

CAPÍTULO 2

MÉTODO DE BALANCE TÉRMICO Y DE MASA PARA SECADORES CILÍNDRICOS ROTATORIOS

2.1- Introducción

En el secado convencional tienen lugar varios fenómenos de intercambio de calor y masa que rigen su comportamiento termoenergético. La literatura científica recoge diversos procedimientos de cálculo para el análisis de este proceso. Sin embargo, en la actualidad se requiere del análisis multicriterial de los secadores de la empresa productora del níquel “Comandante Ernesto Che Guevara”; aspecto que ha sido poco valorado en los trabajos precedentes consultados. En tal sentido el **objetivo** del presente capítulo es establecer el método de balance térmico y de masa para la evaluación del proceso de secado del mineral laterítico en cilindros horizontales rotatorios.

2.2- Cálculo de las propiedades termodinámicas del aire

Estas propiedades son necesarias para el cálculo del intercambio de calor y masa durante el secado de los materiales. Las mismas pueden ser calculadas a través de las ecuaciones empíricas 2.1-2.8 (Tiwari, 2002), las referidas ecuaciones han sido validadas en diversas regiones del mundo y utilizadas con éxito en múltiples investigaciones precedentes relacionadas con el secado de diferentes materiales (Montero, 2005; Tiwari y Sarkar, 2006; Vinardell, 2011).

$$k_a = 0,0244 + 0,6763 \cdot 10^{-4} \cdot T_p \quad 2.1$$

$$\rho_a = \frac{353,44}{T_p + 273,15} \quad 2.2$$

$$Cp_a = (999,2 + 0,1434 \cdot T_p + 1,101 \cdot 10^{-4} \cdot T_p^2 - 6,7581 \cdot 10^{-8} \cdot T_p^3) \cdot 10^{-3} \quad 3.3$$

$$\mu_a = 1,718 \cdot 10^{-5} + 4,620 \cdot 10^{-8} \cdot T_p \quad 2.4$$

$$\nu_a = \frac{\mu_a}{\rho_a} = \frac{(1,718 \cdot 10^{-5} + 4,620 \cdot 10^{-8} \cdot T_p) \cdot (T_p + 273,15)}{353,44} \quad 2.5$$

$$\alpha_a = \frac{k_a}{\rho_a \cdot Cp_a} = \frac{(0,0244 + 0,6763 \cdot 10^{-4} \cdot T_p) \cdot 10^3}{999,2 + 0,1434 \cdot T_p + 1,101 \cdot 10^{-4} \cdot T_p^2 - 6,7581 \cdot 10^{-8} \cdot T_p^3} \cdot \frac{(T_p + 273,15)}{353,44} \quad 2.6$$

$$Pr = \frac{\nu_a}{\alpha_a} = \frac{\left[(1,718 \cdot 10^{-5} + 4,620 \cdot 10^{-8} \cdot T_p) \cdot \left(999,2 + 0,1434 \cdot T_p + 1,101 \cdot 10^{-4} \cdot T_p^2 - 6,7581 \cdot 10^{-8} \cdot T_p^3 \right) \right] \cdot 10^{-3}}{0,0244 + 0,6763 \cdot 10^{-4} \cdot T_p} \quad 2.7$$

$$\beta_a = \frac{1}{T_p + 273,15} \quad 2.8$$

Donde:

$k_a \Rightarrow$ conductividad térmica del aire; [W/m·K].

$T_p \Rightarrow$ temperatura promedio o de película [$T_p = (T_s + T_a)/2$]; [K].

$\rho_a \Rightarrow$ densidad del aire; kg/m³.

$Cp_a \Rightarrow$ calor específico a presión constante del aire; [kJ/kg·K].

$\mu_a \Rightarrow$ viscosidad dinámica del aire; [N·s/m²].

$\nu_a \Rightarrow$ viscosidad cinemática del aire; [m²/s].

$\alpha_a \Rightarrow$ difusividad térmica del aire; [m²/s].

$Pr \Rightarrow$ número de Prandtl del aire; [adimensional].

$\beta_a \Rightarrow$ dilatación térmica del aire; [K⁻¹].

$T_s \Rightarrow$ temperatura de la superficie de secado; [K].

$T_a \Rightarrow$ temperatura del aire; [K].

2.3- Balance térmico y de masa

En el presente epígrafe se expone el procedimientos de cálculo, fundamentado en las leyes que rigen la conservación de la masa y la energía, asociados a los fenómeno de combustión y evaporación que se desarrollan como parte del proceso de secado de mineral laterítico en cilindros horizontales. Para los secadores de la empresa investigada la ecuación de balance general es:

$$E_{CE} + E_{LRQ} = E_{CS} + E_{PTC} \quad 2.9$$

Donde:

$E_{CE} \Rightarrow$ Energía de las corrientes entrantes; [kJ/s].

$E_{LRQ} \Rightarrow$ Energía liberada por reacción química; [kJ/s].

$E_{CS} \Rightarrow$ Energía de las corrientes salientes; [kJ/s].

$E_{PTC} \Rightarrow$ Energía perdida por transferencia de calor; [kJ/s].

2.3.1- Balance de energías

A través de la ecuación 2.9 se expresa el balance en función de las corrientes que entran y salen en el proceso de secado del mineral laterítico. Luego, haciendo las transformaciones correspondientes y apoyándose en el esquema de la figura 2.1 se obtiene la ecuación general para el balance de energías, 2.10:

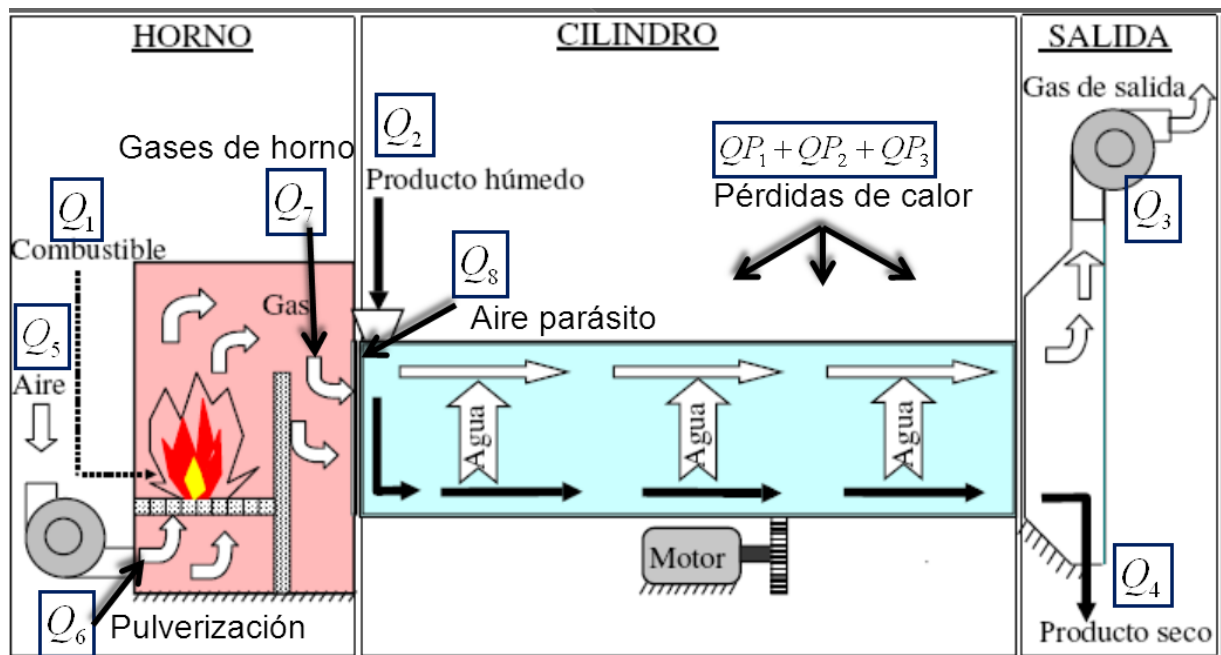


Figura 1.1. Esquema básico de un secador cilíndrico horizontal rotatorio de la empresa “Comandante Ernesto Che Guevara” con sus respectivas corrientes energéticas.

$$Q_1 + Q_2 + Q_5 + Q_6 + Q_7 + Q_8 = Q_3 + Q_4 + QP_1 + QP_2 + QP_3 \quad 2.10$$

Donde:

$Q_1 \Rightarrow$ Calor de reacción aportado por el diesel; [kJ/s].

$Q_2 \Rightarrow$ Calor sensible aportado por el mineral húmedo; [kJ/s].

$Q_3 \Rightarrow$ Calor sensible de los gases de salida del secador más calor sensible y latente del agua evaporada; [kJ/s].

$Q_4 \Rightarrow$ Calor sensible del mineral seco y el agua retenida a la salida del secadero; [kJ/s].

$Q_5 \Rightarrow$ Calor sensible aportado por el aire de combustión o primario; [kJ/s].

$Q_6 \Rightarrow$ Calor sensible aportado por el aire de pulverización; [kJ/s].

$Q_7 \Rightarrow$ Calor sensible y de reacción aportado por los gases de la planta de hornos; [kJ/s].

$Q_8 \Rightarrow$ Calor sensible aportado por el aire parásito; [kJ/s].

$QP_1 \Rightarrow$ Calor perdido por convección y radiación en la cámara; [kJ/s].

$QP_2 \Rightarrow$ Calor perdido por convección y radiación en el secador; [kJ/s].

$QP_3 \Rightarrow$ Calor perdido por convección y radiación en la botella; [kJ/s].

Calor de reacción aportado por el diesel

El combustible (petróleo) aporta además de su calor de reacción aporta su calor sensible, entra a una temperatura superior a los 100 K producto del precalentamiento. Las principales características del combustible utilizado se recogen el anexo 1.

$$Q_1 = Q_{fc} = F_c \cdot \Delta H_1 + F_c \cdot VCI \quad 2.11$$

Donde:

$F_c \Rightarrow$ Flujo de combustible; [kg/s].

$VCI \Rightarrow$ Valor calórico inferior del combustible; [kJ/kg].

$\Delta H_1 = \Delta H_X \Rightarrow$ Variación de entalpía; [kJ/kg].

$$\Delta H_X = \int_{T_i}^{T_f} C_p \cdot dT \quad 2.12$$

Siendo:

$$C_{pc} = \frac{0.383 + 0.00045 \cdot T_0}{ge} \quad (\text{Perry, 1985}) \quad 2.13$$

Donde:

$C_p \Rightarrow$ Calor específico del combustible; [kJ/kg·K].

T_f y $T_i \Rightarrow$ Temperaturas final e inicial del proceso; [K].

$ge \Rightarrow$ Gravedad específica; [kg/m³].

$T_0 \Rightarrow$ Temperatura de combustible; [K]

En este caso no se especifican los subíndices en la ecuación 2.12, debido a que esta ecuación se usará en varios momentos para diferentes componentes. Las variaciones de entalpía se producen por cambios de temperaturas tanto en los gases de hornos de reducción, aire parásito, aire de pulverización, aire primario para la combustión.

Determinación de las corrientes 2, 5, 6 y 8

Las temperaturas de cada una de estas corrientes se igualan la temperatura ambiental por lo que las diferencias de entalpías se hacen cero. De ahí que de la ecuación 2.12 la variación de entalpía sea cero; por tanto:

$$Q_2 = Q_5 = Q_6 = Q_8 = 0 \quad 2.14$$

Calor sensible de los gases de salida del secador más calor sensible y latente del agua evaporada

Esta corriente está compuesta por los gases que salen del secador más el agua evaporada del mineral.

$$Q_3 = Q_{3(G)} + Q_{3(va)} \quad 2.15$$

Donde;

$Q_{3(G)} \Rightarrow$ Energía aportada por los gases excluyendo el agua evaporada; [kJ/s].

$Q_{3(va)} \Rightarrow$ Energía aportada por el vapor de agua eliminado del mineral; [kJ/s].

El calor aportado por los gases se determina a través de la siguiente expresión:

$$Q_{3(G)} = F_3 \cdot \Delta H_{3(G)} \quad 2.16$$

La variación de entalpía se busca teniendo en cuenta las propiedades (calor específico y densidad) de la sustancia a la temperatura de salida de los gases (Incropera y De Witt, 2003). Estas propiedades se muestran en la Tabla 2.1, y aplicando para cada caso la

ecuación 2.12, se obtiene la entalpía correspondiente a cada sustancia de las que componen los gases de escape.

Tabla 2.1. Elementos que componen los gases de combustión

Gases	N ₂	O ₂	CO ₂	H ₂ O	CO	SO ₂
Cp (kJ/kg·K)	1,045	0,942	0,976	1	1,047	0,982
ρ (kg/m ³)	0,8425	0,9620	1,3961	0,5863	0,8864	1,58

Quedando la ecuación 2.16 de la siguiente manera:

$$Q_{3(G)} = F_{N_2} \cdot \Delta H_{N_2} + F_{CO_2} \cdot \Delta H_{CO_2} + F_{O_2} \cdot \Delta H_{O_2} + F_{SO_2} \cdot \Delta H_{SO_2} + F_{CO} \cdot \Delta H_{CO} + F_{H_2O} \cdot \Delta H_{H_2O} \quad 2.17$$

Calor aportado por el vapor de agua durante la reducción del porcentaje del agua en el mineral laterítico

$$Q_{3(va)} = F_{(va)} \cdot \Delta H_{3(va)} \quad 2.18$$

Siendo:

$$F_{va} = \left(f_{mh} \cdot \frac{W_{ce}}{100} \right) - \left(f_{cs} \cdot \frac{W_{cs}}{100 \cdot F_4} \right) \quad 2.19$$

$$F_4 = \frac{100 - W_{cs}}{100} \quad 2.19a$$

Donde:

$F_{(va)} \Rightarrow$ Flujo de vapor de agua; [kg/s].

$F_{mh} \Rightarrow$ Flujo de mineral húmedo alimentado al secador; [kg/s].

$W_{ce} \Rightarrow$ Contenido de humedad de entrada del mineral; [%].

$W_{cs} \Rightarrow$ Contenido de humedad de salida del mineral; [%].

El cálculo de la variación de entalpía del vapor de agua se determina por:

$$\Delta H_{3(va)} = C_{p_{va}} (T_3 - T_0) + (\tau)_{T_3} \quad 2.20$$

Donde:

$C_{p_{va}} = 4.1868 \Rightarrow$ Calor específico del agua; [kJ/kg·K]. (Iglesias, 1990)

$(\tau)_{102^{\circ}\text{C}} = 2252 \Rightarrow$ Calor latente de vaporización del agua a la temperatura de salida de los gases; [kJ/kg]. (Iglesias, 1990)

Luego sustituyendo en la ecuación 2.18 resulta:

$$Q_{3(va)} = \left[\left(f_{mh} \cdot \frac{W_{ce}}{100} \right) - \left(f_{cs} \cdot \frac{W_{cs}}{100 \cdot F_4} \right) \cdot [C_{p_{va}}(T_3 - T_0) + (\tau)_{T_3}] \right] \quad 2.21$$

Sustituyendo las ecuaciones 2.17 y 2.19 en la 2.15 se obtiene:

$$\begin{aligned} Q_3 = & F_{N_2} \cdot \Delta H_{N_2} + F_{CO_3} \cdot \Delta H_{3CO} + F_{O_2} \cdot \Delta H_{3O_2} + F_{SO_2} \cdot \Delta H_{3SO_2} + \\ & + F_{CO_2} \cdot \Delta H_{3CO_2} + F_{H_2O} \cdot \Delta H_{3H_2O} + \left(f_{mh} \cdot \frac{W_{ce}}{100} \right) - \\ & - \left(f_{cs} \cdot \frac{W_{cs}}{100 \cdot F_4} \right) \cdot [C_{p_{va}}(T_3 - T_0) + (\tau)_{T_3}] \end{aligned} \quad 2.22$$

Calor sensible del mineral seco y el agua retenida a la salida del secadero

Esta corriente está compuesta por el mineral seco y el agua retenida en este, su expresión de cálculo es la siguiente:

$$Q_4 = (F_{ar} \cdot C_{p_{H_2O}} + F_{cs} \cdot C_{p_c}) \cdot (T_{cs} - T_0) \quad 2.23$$

Donde:

$F_{ar} \Rightarrow$ Flujo de agua retenida; [kg/s].

$F_{cs} \Rightarrow$ Flujo de mineral seco; [kg/s].

$C_{p_c} \Rightarrow$ Capacidad calorífica del mineral; [kJ/kg·K].

$T_{cs} \Rightarrow$ Temperatura del mineral a la salida; [K].

$T_0 \Rightarrow$ Temperatura del medio ambiente; [K].

Calor sensible y de reacción aportado por los gases de la planta de hornos de reducción

Los gases provenientes de la planta hornos de reducción aportan su calor sensible más el calor de reacción del monóxido de carbono e hidrógeno.

$$Q_7 = Q_{st} = Q_s + Q_{RCO} + Q_{RH_2} \quad 2.24$$

- Calor sensible

El calor específico se busca en la tabla A4 de Incropera y De Witt (2003) a 250 K, los valores se muestran en la Tabla 2.2

Tabla 2.2. Propiedades de los gases provenientes desde la planta de hornos.

Gases	N ₂	O ₂	CO ₂	H ₂ O	CO	SO ₂	H ₂
C _p (kJ/kg·K)	1,056	0,972	1,020	1,985	1,065	1,187	14,520
ρ (kg/m ³)	0,6739	0,7698	1,0594	0,4405	0,674	1,113	0,0484

Cálculo de la variación de entalpía de los gases de hornos.

$$\Delta H_x = A_x = \int_{35}^{250} C_{p_x} \cdot dT \quad 2.25$$

El subíndice x representa cada uno de los componentes contenidos por la corriente de gases de hornos.

El flujo de cada componente ($A_1, A_2, A_3, A_4, A_5, A_6$; para N₂, CO₂, H₂O, CO, SO₂ y H₂; respectivamente) se calcula multiplicando el porciento de cada uno de los elementos (Tabla 2.3) por el flujo de los gases de hornos. La composición química de los gases del horno es la siguiente:

$$A_x = Fgh \cdot \%_x \cdot \rho_x \quad 2.26$$

Tabla 2.3. Porciento de los elementos en el flujo de gases de hornos

Gases	N ₂	O ₂	CO ₂	H ₂ O	CO	SO ₂	H ₂
%	43,3	12	8	33	1,7	1	1

Aplicando las ecuaciones anteriores se obtiene el calor sensible

$$Q_s = AN_2 \cdot A_1 + AO \cdot A_2 + ACO_2 \cdot A_3 + AH_{2O} \cdot A_4 + ACO \cdot A_5 + ASO_{2g} \cdot A_6 + AH_2 \cdot A_7 \quad 2.27$$

- Calor de reacción

El calor de reacción del CO (A_{rCO}) y H₂ (A_{rH2}) se busca en la tabla 203, sección 3 de Perry (1985).

$$A_{rCO} = 10097,9 \text{ [kJ/kg]} \quad A_{rH2} = 142376,2 \text{ [kJ/kg]}.$$
$$\text{CO: } Q_{RCO} = A_{rCO} \cdot A_5 \quad 2.28$$

$$H_2: Q_{RH} = A_{rH2} \cdot A_7 \quad 2.29$$

$$Q_{St} = Q_S + Q_{RCO} + Q_{RH} \quad 2.30$$

Cálculo del flujo de aire parásito

En el sistema existe entrada de aire parásito producto a la depresión existente en la cámara de combustión, este flujo de aire penetra a través de la holgura existente en unión de la cámara de paso con el secador, así como por la tolva de alimentación de mineral.

- Unión de la cámara de paso con el tambor secador

En esta unión se calcula la cantidad de aire parásito que penetra por el espacio anular existente entre el tambor secador y la cámara de paso a partir de la siguiente ecuación:

$$G_{ap} = [\alpha \cdot \psi \cdot \Delta P \cdot A_{sc}] \cdot \left[\frac{29}{R_1 \cdot T_0} \right]^{1/2} \quad 2.31$$

Siendo:

$$A_{sc} = \pi \cdot (R_1^2 - R_2^2) \quad 2.32$$

Donde:

$\alpha \Rightarrow$ Eficiencia del orificio; [adimensional].

$\psi \Rightarrow$ Coeficiente flujo; [adimensional].

$R_{ap} \Rightarrow$ Constante particular de los gases; [J/kg·K].

$\Delta P \Rightarrow$ Variación de presión en el secadero; [Pa].

$T_{a_0} \Rightarrow$ Temperatura del aire parásito; [K].

$A_{sc} \Rightarrow$ Área; [m²].

$R_1 \Rightarrow$ Radio de la cámara de paso; [m].

$R_2 \Rightarrow$ Radio del tambor; [m].

- Sección de entrada del mineral

Esta sección es la que corresponde a la sección de la tolva de alimentación al secadero. El flujo de aire se determina del mismo modo que en el caso anterior. A partir de la ecuación 2.31.

Luego se determina el flujo de aire parásito total por:

$$GT = G_{ap} + G_{ta} \quad 2.33$$

Cálculo de las pérdidas de calor

En la instalación de secado existen pérdidas de calor por convección y radiación, los flujos de calor deben determinarse para las diferentes secciones del equipo (cámara de paso, tambor secador y la botella), a continuación se relacionan las expresiones de cálculo fundamentales para el análisis de la transferencia de calor.

- Pérdidas de calor en la cámara de paso

$$QP_1 = q_{conv} + q_{rad} \quad 2.34$$

En esta sección la convección es libre producto a que el movimiento de fluido se realiza principalmente atendiendo a su densidad, además este recinto cerrado se comporta como una cavidad y el flujo de calor se determina por la ecuación 2.35, mientras que el calor por radiación por la expresión 2.36:

$$q_{conv} = h \cdot A \cdot (T_s - T_0) \quad 2.35$$

$$q_{rad} = \varepsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot (T_s^4 - T_0^4) \quad 2.36$$

Donde:

$q_{conv} \Rightarrow$ Flujo de calor por convección; [kJ/s].

$q_{rad} \Rightarrow$ Flujo de calor por radiación; [kJ/s].

$h \Rightarrow$ Coeficiente de transferencia de calor por convección; [W/m²·K].

$A \Rightarrow$ Área de transferencia de calor; [m²].

$T_s \Rightarrow$ Temperatura de la superficie exterior de la cámara; [K].

$T_0 \Rightarrow$ Temperatura del medio ambiente; [K].

$\varepsilon \Rightarrow$ Emisividad de la superficie exterior de la cámara; [adimensional].

$\sigma \Rightarrow$ Constante de Stefan-Boltzman; W/m²·K⁴.

Luego las diferentes áreas que intervienen en el proceso de transferencia de calor en esta sección se calculan por las ecuaciones desde 2.37 hasta 2.40 mostradas a continuación.

$$A_0 = 2 \cdot (a \cdot H + a \cdot L + H \cdot L) \quad 2.37$$

$$A_1 = \pi \cdot d_1^2 \quad 2.38$$

$$A_2 = \pi \cdot d_2^2 \quad 2.39$$

$$A = A_0 - (A_1 + A_2) \quad 2.40$$

Donde:

$a \Rightarrow$ Ancho de la cámara de paso; [m].

$H \Rightarrow$ Altura de la cámara de paso; [m].

$L \Rightarrow$ Longitud de la cámara de paso; [m].

$d_1 \Rightarrow$ Diámetro del orificio 1; [m].

$d_2 \Rightarrow$ Diámetro del orificio 2; [m].

$A_0 \Rightarrow$ Área total de la cámara de paso; [m²].

$A_1 \Rightarrow$ Área del orificio del diámetro 1; [m²].

$A_2 \Rightarrow$ Área del orificio del diámetro 2; [m²].

$A \Rightarrow$ Área de transferencia de calor en la cámara de paso; [m²].

El coeficiente de transferencia de calor por convección se calcula teniendo en cuenta el número de Rayleigh (R_{al}), el cual se determina por la ecuación 2.41.

$$R_{al} = G_r \cdot P_r = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_s - T_0) \cdot L^3}{\nu \cdot \alpha} \quad 2.41$$

Donde:

$G_r \Rightarrow$ Número de Grashof; [adimensional].

$P_r \Rightarrow$ Número de Prandls; [adimensional].

$g \Rightarrow$ Aceleración de la gravedad; [m/s²].

$\beta \Rightarrow$ Coeficiente de dilatación volumétrica; [K⁻¹].

$\nu \Rightarrow$ Viscosidad cinemática del aire; [m²/s].

$\alpha \Rightarrow$ Coeficiente de difusividad térmica; [m²/s].

Los parámetros del fluido se buscan a la temperatura pelicular (T_p) en la Tabla A-4 del Incropera y De Witt (2003).

$$T_p = \frac{T_s + T_0}{2} \quad 2.42$$

Luego el coeficiente de transferencia por convección se determina por la ecuación 2.43:

$$h = \frac{N_{UL} \cdot k}{L} \quad 2.43$$

Donde:

$k \Rightarrow$ Conductividad térmica del aire; [W/m·K].

$L \Rightarrow$ Longitud de la cámara; [m].

$N_{UL} \Rightarrow$ Número de Nusselt calculado por la expresión 2.44:

$$N_{UL} = \left[0,825 + \frac{0,387 \cdot R_{al}^{1/6}}{\left[1 + \left(0,492 / P_r \right)^{9/16} \right]^{8/27}} \right]^2 \quad 2.44$$

Luego sustituyendo H , las respectivas áreas de transferencia de calor y los restantes parámetros en las ecuaciones 2.35 y 2.36 se obtiene el flujo de calor transferido por convección y radiación en la cámara de paso.

- Pérdidas de calor en el Tambor secador

Las pérdidas en el tambor secador se producen al salir los gases a una alta temperatura que arrastran gran cantidad de calor hacia la atmósfera, además de interactuar con la superficie metálica del mismo.

Las pérdidas de calor en esta sección se determinan por convección forzada debido a que el aire se mueve con velocidad promedio de 2,3 m/s. A partir de la ecuación 2.45

$$QP_2 = q_{conv} + q_{rad} \quad 2.45$$

Donde:

$$q_{conv} = h \cdot A \cdot (T_{sec} - T_0) \quad 2.46$$

$$q_{rad} = \varepsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot (T_{sec}^4 - T_0^4) \quad 2.47$$

Donde:

$T_{sec} \Rightarrow$ Temperatura de la superficie exterior del tambor secador; [K].

El área de transferencia de calor en esta sección se calcula por la siguiente expresión:

$$A = \pi \cdot D \cdot L \quad 2.48$$

Donde:

$A \Rightarrow$ Área de transferencia de calor del tambor secador; [m²].

$D \Rightarrow$ Diámetro del tambor secador; [m].

$L \Rightarrow$ Longitud del tambor secador; [m].

Excepto el número de Prandls; Pr_s (que se determina a la temperatura de la superficie), todas las propiedades se buscan a la temperatura del fluido en la Tabla A-4 del Incropera y De Witt (2003).

El número de Reynolds (Re) se obtiene mediante la expresión:

$$Re = \frac{V \cdot D}{\nu} \quad 2.49$$

Donde:

$V \Rightarrow$ Velocidad del aire ambiente; [m/s].

El número de Nusselt (N_{UL}) para esta sección del secadero se determina por la expresión 2.50. Se seleccionan los valores de los coeficientes C y m en la Tabla 7.4 del Incropera y De Witt (2003) en correspondencia con el número de Reynolds calculado.

$$N_{UD} = C \cdot Re^m \cdot Pr_r^n \cdot \left(\frac{Pr_0}{Pr_s} \right)^{1/4} \quad 2.50$$

Luego, al sustituir la ecuación 2.50 en la 2.51 se determina el coeficiente de transferencia por convección para esta sección.

$$h = \frac{N_{UD} \cdot k}{D} \quad 2.51$$

Sustituyendo la ecuación 2.51 y los parámetros físicos relacionados con el tambor secador en las ecuaciones 2.46 y 2.47 se obtiene el flujo de calor transferido por convección y radiación en esta sección.

- Pérdidas de calor en la Botella

Las pérdidas de calor y el coeficiente de transferencia de calor por convección en esta sección se calculan igual al tambor secador, el área de transferencia se determina por la ecuación 2.52:

$$QP_3 = q_{conv} + q_{rad}$$
$$A = \pi \cdot S \cdot \left(\frac{d_1 + d_2}{2} \right) \quad 2.52$$

Donde:

$A \Rightarrow$ Área de transferencia de calor en la botella; [m²].

$S \Rightarrow$ Generatriz del cono; [m].

d_1 y $d_2 \Rightarrow$ Diámetro mayor y menor de la botella; [m].

El número de Reynolds se determina utilizando la expresión 2.49, pero considerando el diámetro asociado a esta sección, los coeficientes c y m se determinan de forma análoga a la sección anterior a partir del valor del número de Reynolds obtenido. El número de Nusselt y el coeficiente de transferencia de calor por convección se calculan por las expresiones 2.50 y 2.51 respectivamente.

Luego las pérdidas de calor totales por transferencia de calor en el secador se obtienen sumando las pérdidas locales por convección y radiación en todas las secciones (cámara de paso, tambor secador y la botella).

Sustituyendo las ecuaciones los valores de los calores conocidos en la expresión 2.10 se obtiene la ecuación para el balance de las energías entrante y saliente.

$$\begin{aligned}
 F_1 \cdot \Delta H_1 + F_1 \cdot VCI + Q_s + Q_{RCO} + Q_{RCO} = F_{N_2} \cdot \Delta H_{N_2} + F_{CO_3} \cdot \Delta H_{3CO} + F_{O_2} \cdot \Delta H_{3O_2} + \\
 + F_{SO_2} \cdot \Delta H_{3SO_2} + F_{CO_2} \cdot \Delta H_{3CO_2} + \\
 + F_{H_2O} \cdot \Delta H_{3H_2O} + \left[\left(f_{mh} \cdot \frac{W_{ce}}{100} \right) - \left(f_{cs} \cdot \frac{W_{cs}}{100 \cdot F_4} \right) \right] + \\
 \left[C_{p_{va}} (T_3 - T_0) + (\tau)_{T_3} \right] + \\
 + (F_{ar} \cdot C_{p_{H_2O}} + F_{cs} \cdot C_{p_c}) \cdot (T_{cs} - T_0) + Q_{P_1} + Q_{P_2} + Q_{P_3}
 \end{aligned} \quad 2.53$$

2.3.2- Balance de masa

Cálculo del oxígeno estequiométrico y los productos de la combustión

El volumen de un mol, que en las mismas condiciones es igual para todos los gases perfectos, en condiciones normales es igual a 22,4 m³/kmol. Los números en el denominador corresponden a la masa molecular de cada componente.

$$F_{O_2} e = 22,4 \cdot F_C \cdot \left(\frac{C \cdot 0,01}{12} + \frac{H \cdot 0,01}{4} + \frac{S \cdot 0,01}{32} + \frac{O \cdot 0,01}{32} \right) + F_7 \cdot \left(\frac{H_2}{2} + \frac{CO}{2} \right) \quad 2.54$$

$$F_{CO_2} e = 22,4 \cdot F_C \cdot \left(\frac{C_t \cdot 0,01}{12} \right) + F_7 \cdot CO \quad 2.55$$

$$F_{H_2O} e = 22,4 \cdot F_C \cdot \left(\frac{H_2}{2} + \frac{W_t}{18} \right) \quad 2.56$$

$$F_{SO_2} e = 22,4 \cdot F_C \cdot \left(\frac{S_t}{32} \right) \quad 2.57$$

Cálculo del flujo de los componentes de cada una de las corrientes

Corriente 5 (aire primario para la combustión)

Se conoce:

$\lambda_{ac} = 12,5 \Rightarrow$ Relación aire combustible.

$W_{aire} = 0,026 \Rightarrow$ Porcentaje de humedad en el aire.

$A_{seco} = 0,974 \Rightarrow$ Porcentaje de aire seco.

$O_{as} = 0,21 \Rightarrow$ Porcentaje de oxígeno en el aire seco.

$N_{as} = 0,79 \Rightarrow$ Porcentaje de nitrógeno en el aire seco.

$$F_5 = \lambda_{ac} \cdot F_C = 12,5 \cdot F_C \quad 2.58$$



$$F_{H_2O_{comb}} = W_{aire} \cdot F_5 \cdot F_C \quad 2.59$$

$$F_{A_{scm}} = A_{seco} \cdot \lambda_{ac} \cdot F_C \quad 2.60$$

$$F_{O_2 as} = O_{as} \cdot \lambda_{ac} \cdot F_C \quad 2.61$$

$$F_{N_{as}} = N_{as} \cdot \lambda_{ac} \cdot F_C \quad 2.62$$

Corriente 6 (aire para la pulverización)

$\rho_a = 1.134776 \text{ kg} / \text{m}^3 \Rightarrow$ Densidad del aire a temperatura ambiente (Incropera y De Witt, 2003).

$$F a_6 = F_6 \cdot \rho_a \quad 2.63$$

$$F_{H_2O a} = W_{aire} \cdot F_6 \cdot \rho_a \quad 2.64$$

$$F_{A_{seco}} = A_{seco} \cdot F_6 \cdot \rho_a \quad 2.65$$

$$F_{O_2 as} = O_{as} \cdot F_6 \cdot \rho_a \quad 2.66$$

$$F_{N_2 as} = N_{as} \cdot F_6 \cdot \rho_a \quad 2.67$$

Corriente 8 (aire parásito)

$$GT = F_8 \quad 2.68$$

$$F_{H_2O ap} = W_{aire} \cdot F_8 \quad 2.69$$

$$F_{A_{seco} ap} = A_{seco} \cdot F_8 \quad 2.70$$

$$F_{O_2 asap} = O_{as_{seco}} \cdot F_8 \quad 2.80$$

$$F_{N_2 asap} = N_{as} \cdot F_8 \quad 2.81$$

Para determinar el flujo de los componentes se realiza un balance de cada uno de ellos a la salida del secadero en el cual se incluyen los componentes de cada corriente.

Balance de oxígeno y nitrógeno:

$$F_{O_{23}} = (F_{O as} + F_{O_2 as} + A_2 + F_{O_2 asap}) - F_{O_{2e}} \quad 2.82$$

$$F_{N_{23}} = F_{(N_{as})} + F_{(N_{2as})} + A_1 + F_{(N_2) asap} \quad 2.83$$

Balance de vapor de agua excluyendo el agua evaporada del mineral:

$$F_{H_2O_3} = F_{H_2O_{comb}} + F_{H_2O a} + A_4 + F_{H_2O ap} + F_{H_2O e} \quad 2.84$$

Balance del SO₂ y CO₂:

$$F_{SO_2} = A_6 + F_{SO_2} e \quad 2.85$$

$$F_{CO_2} = A_3 + F_{CO_2} e \quad 2.86$$

Considerando la combustión completa se tienen $F_{CO_3} = F_{(H_2)} = 0$ y sustituyendo en 2.53 los flujos de los componentes de los gases a la salida del secador se obtiene la ecuación general de balance de masa y energía de la siguiente forma:

$$\begin{aligned} F_1 \cdot \Delta H_1 + F_1 \cdot VCI + \\ + Q_s + Q_{RCO} + Q_{RH} = [F_{(Nas)} + F_{(N2as)} + A_1 + F_{(N2)} \cdot asap] \cdot \Delta H_{N_2} + \\ + [(F_O as + F_{O_2} as + A_2 + F_{O_2} \cdot asap) - F_{O_{2e}}] \cdot \Delta H_{3O_2} + \\ + [A_6 + F_{SO_2} e] \cdot \Delta H_{3SO_2} + [A_3 + F_{CO_2} e] \cdot \Delta H_{3CO_2} + \\ + [F_{H_2O} a + A_4 + F_{H_2O} ap + F_{H_2O} e] \cdot \Delta H_{3H_2O} + \\ + \left[\left(fmh \cdot \frac{Wce}{100} \right) - \left(fcs \cdot \frac{Wcs}{100 \cdot F_4} \right) \cdot [Cp_{va}(T_3 - T_0) + (\tau)_{T_3}] \right] + \\ + (F_{ar} \cdot Cp_{H_2O} + Fcs \cdot Cp_c) \cdot (T_{cs} - T_0) + QP_1 + QP_2 + QP_3 \end{aligned} \quad 2.87$$

2.3.3- Rendimiento térmico de la instalación

El rendimiento de la instalación se determina a través de la relación entre el calor útil y el calor disponible para el proceso de secado y se plantea según la ecuación:

$$\eta = \frac{Q_{3va}}{Q_1 + Q_7} \cdot 100 = \frac{\left(Fmh \cdot \frac{Wce}{100} \right) - \left(Fcs \cdot \frac{Wcs}{100 \cdot F_4} \right) \cdot [Cp_{va}(T_3 - T_0) + (\tau)_{T_3}]}{Fc \cdot \Delta H_1 + Fc \cdot VCI + Q_s + Q_{RCO} + Q_{RCO}} \cdot 100 \quad 2.88$$

2.3.4- índice de consumo de combustible y productividad específica del secador

El índice de consumo de combustible (I_{cb}) se establece como la relación que existe entre las toneladas de combustible consumido y las de mineral seco y se determina por la ecuación siguiente en t/t (tonelada de combustible consumido por cada tonelada de mineral seco):

$$I_{cb} = \frac{Fc}{Fcs} \quad 2.89$$

Este parámetro también se puede obtener a partir del empleo del consumo de combustible teórico estimado a partir de la ecuación 2.88 resultando así el índice de consumo teórico.

En sentido inverso, es decir relacionando la cantidad de mineral seco con el consumo de combustible se obtiene la productividad de cada secador, por la ecuación 2.90 en t/t (tonelada de mineral seco por tonelada de combustible consumido); a la cual también se le puede obtener un valor teórico resultado de la sustitución de combustible teórico consumido.

$$I_c = \frac{F_{cs}}{F_c} \quad 2.90$$

Las ecuaciones 2.87, 2.88, 2.89, 2.90 representan el resultado final del método de balance térmico y de masa, en las mismas se establece la relación de los parámetros de eficiencia (rendimiento térmico, consumo específico de combustible y productividad del secador) en función de las variables más influyentes del proceso (flujo de mineral húmedo, humedad de entrada, flujo de gases de hornos).

2.4- Técnicas experimentales para la toma de datos en el proceso de secado

Para la toma de los valores de los parámetros que indican el funcionamiento de la instalación de secado se emplearon los medios que se encuentran en el panel de control de la planta de preparación del mineral.

La empresa cuenta con un sistema de adquisición de datos denominado CITECT que permite visualizar, graficar y controlar los parámetros que son de interés para el proceso metalúrgico, en la Figura 2.2 se muestra una imagen con algunas de las principales variables que son registradas por el sistema.

Para desarrollar el balance termoenergético de los secadores de mineral laterítico es necesario el conocimiento y la medición de las principales variables que intervienen en el proceso, algunas de ellas son:

- ✓ Flujo de combustible en la entrada de la cámara de combustión, F_c ; [kg/s].
- ✓ Flujo de mineral húmedo alimentado al secador, F_{mh} ; [kg/s].
- ✓ Flujo de aire para la combustión, F_{ac} ; [m³/s].

- ✓ Contenido de humedad del mineral a la entrada y salida, W_e y W_s ; [%].
- ✓ Tiempo trabajado por cada secador, Ht ; [h].
- ✓ Temperatura del aire ambiente, T_o ; [K].
- ✓ Temperatura de entrada del combustible, T_o ; [K].
- ✓ Flujo de gases provenientes de la planta de hornos, F_{gh} ; [m^3/s].
- ✓ Flujo de mineral seco que sale del secador, F_{cs} ; [kg/s].
- ✓ Temperatura de los gases a la salida del secadero, T_{gpc} ; [K].
- ✓ Temperatura del mineral seco, T_{cs} ; [K].
- ✓ Temperatura en la superficie exterior del secadero, T_{sec} ; [K].

Las propiedades termofísicas de las diferentes sustancias de trabajo (aire, gases y mineral laterítico) se seleccionaron de acuerdo con las recomendaciones expuestas en la literatura consultada (Perry, 1985; Faires, 1991; Mijeeva y Mijeev, 1991; Page et al., 1998; Incropera y De Witt, 1999, 2003).

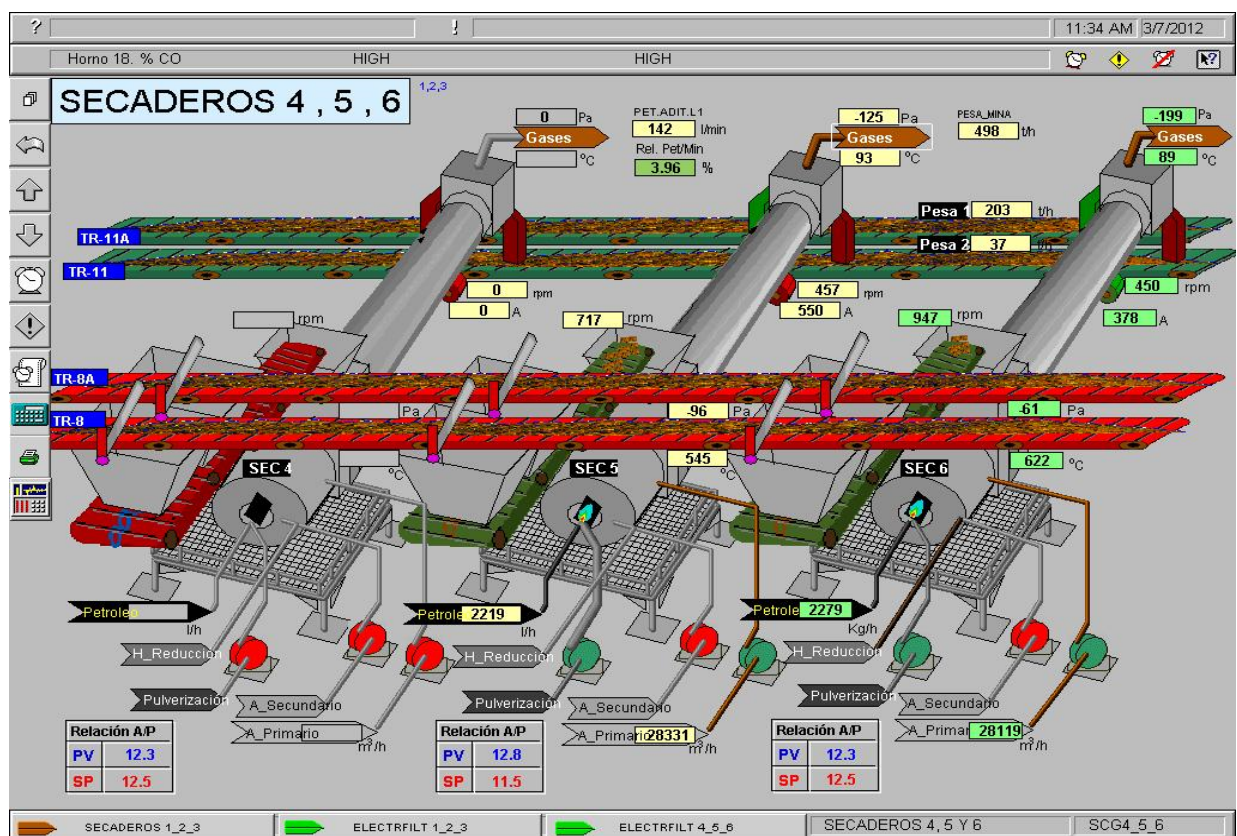


Figura 2.1. Sección del sistema de adquisición de datos registrados por el CITECT.

2.5- Análisis estadístico de los resultados

Debido a que los secadores trabajan las 24 horas de forma continua, en la instalación se genera una gran cantidad de mediciones. Esto hizo necesario la determinación de los valores promedios (media aritmética) de los parámetros para cada día de operación, para ello se empleó la ecuación 2.91.

$$\bar{X} = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n X_i \quad 2.91$$

La desviación estándar se determina por la ecuación 2.90 y el coeficiente de variación por la expresión 2.92

$$\Delta\bar{X} = \frac{\sum |X_i - \bar{X}|}{n} \quad 2.92$$

$$CV = \frac{\Delta\bar{X}}{\bar{X}} \cdot 100 \quad 2.93$$

Donde:

$\bar{X} \Rightarrow$ Media aritmética; [adimensional].

$X_i \Rightarrow$ Elementos de la serie; [adimensional].

$n \Rightarrow$ Número de pruebas; [adimensional].

$\Delta\bar{X} \Rightarrow$ Desviación estándar; [adimensional].

$CV \Rightarrow$ Coeficiente de variación; [%].

Error relativo y promedio

La confirmación de la validez de los valores experimentales con el procedimiento teórico se desarrolla a través del error relativo, o sea, la diferencia entre el módulo del valor experimental “ $F_{c_{exp}}$ ” del consumo de combustible y el valor teórico “ $F_{c_{teo}}$ ” obtenido por el procedimiento para las mismas condiciones del experimento.

El error relativo promedio se calcula por la siguiente expresión:

$$E = \sum_{i=1}^n \left| \frac{F_{c_{exp}} - F_{c_{teo}}}{F_{c_{exp}}} \right| \cdot 100 \quad 2.94$$

Diagrama para control de mediciones

El análisis estadístico de la medida de la tendencia central se efectuó aplicando las expresiones matemáticas que se referencian a continuación, (Miller, 2005). Las ecuaciones 2.93 y 2.94 se utilizan para cuando la evaluación de la muestra es mayor igual que 30. Cuando el número de muestras es menor que 30 se utilizan 2.95 y 2.96.

$$X, \text{máx} = \bar{X} + Z_{\alpha/2} \cdot S \quad (2.95)$$

$$X, \text{mín} = \bar{X} - Z_{\alpha/2} \cdot S \quad (2.96)$$

$$X, \text{máx} = \bar{X} + t_{\alpha/2} \cdot S / \sqrt{n} \quad (2.97)$$

$$X, \text{mín} = \bar{X} - t_{\alpha/2} \cdot S / \sqrt{n} \quad (2.98)$$

$$S = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^{i=n} (X_i - \bar{X})^2}{n-1}} \quad (2.99)$$

Dónde:

$X, \text{máx} \Rightarrow$ Es el límite superior de tolerancia del parámetro analizado

$X, \text{mín} \Rightarrow$ Es el límite inferior de tolerancia del parámetro analizado

$Z \Rightarrow$ Estadístico de la distribución probabilística de Gauss

$S \Rightarrow$ Desviación típica.

$\alpha \Rightarrow$ Nivel de significancia.

Criterio de eliminación de valores anormales

Para asegurar la normalidad de los valores de la variable analizada se procede de la siguiente manera (Hernández, 1986):

1. Para el conjunto de valores obtenidos en la medición se calculan $\bar{X}$ y S (teniendo en cuenta en estos cálculos incluso aquellos valores considerados sospechosos).
2. Se establece el intervalo dado por la ecuación $\bar{X} \pm Z_{\alpha/2} \cdot S$ y se elimina por considerarse como anormales todos los valores que queden fuera del intervalo establecido.



3. Se realizan nuevamente los cálculos necesarios para expresar el resultado elaborado o final, sin considerar como es lógico, los valores anormales.

El nivel de confianza para el aseguramiento de la condición de normalizado se escogió para este trabajo de un 95 % y el tamaño de la muestra a considerar es 92.

2.6- Conclusiones del capítulo 2

- ✓ Quedó establecido el método integrado de balance térmico y de masa para la evaluación del proceso de secado del mineral laterítico en cilindros horizontales rotatorios. El mismo conjuga diversos aspectos teóricos encontrados en investigaciones precedentes, se fundamenta en las leyes que rigen la transferencia de calor y masa y permite el análisis integral del objeto de estudio.
- ✓ Los secadores de la empresa “Comandante Ernesto Che Guevara” presentan un sistema de control supervisión y adquisición de datos (SCADA) que contempla la medición, registro y control de los parámetros operacionales en la planta de preparación de mineral, como son el flujo de mineral a la entrada y salida, flujo y temperatura de gases de hornos, flujo y temperatura del combustible, entre otras variables vitales para el proceso de secado.



CAPÍTULO 3

RESULTADOS Y ANÁLISIS DE LA APLICACIÓN DEL MÉTODO DE BALANCE TÉRMICO Y DE MASA EN EL SECADO CONVENCIONAL DEL MINERAL LATERÍTICO

3.1- Introducción

El secado tiene gran influencia en el cómputo energético final de una determinada estructura económica industrial. En la empresa “Comandante Ernesto Che Guevara” este proceso constituye uno de los procesos de mayor consumo de energía térmica. En esto influyen un grupo de factores estrechamente relacionados con las características del mineral alimentado y con los mecanismos de transferencia de calor y masa establecidos, principalmente el contenido de humedad que el mismo presenta desde su origen.

A través de la aplicación del procedimiento de cálculo propuesto en el capítulo 2 para la evaluación termoenergética del proceso de secado, el presente capítulo persigue como objetivo: establecer el comportamiento de los parámetros de trabajo y de eficiencia del proceso de secado de mineral laterítico en la instalación.

3.2- Principales parámetros medidos en la instalación

Durante el desarrollo de esta investigación se hizo necesaria la obtención de los principales parámetros de trabajo que caracterizan el objeto de estudio; dispuesto en la planta de preparación de mineral de la referida empresa a partir del uso del sistema SCADA (CITECT); así como, se seleccionaron valores para determinadas variables de acuerdo con las recomendaciones de las investigaciones precedentes y literaturas especializadas en procesos termodinámicos de transmisión de calor (Torres, 1999; Torres et al., 2000, 2001; Incropera De Witt, 2003; Moya, 2008; Azmand, 2008). Por cuanto, en las instalaciones de la industria del níquel es comprometedor, en la mayoría de los casos, variar un parámetro para monitorear su influencia en otras variables si el resultado final de la prueba experimental (a riesgo) pudiera afectar de alguna manera la producción de la entidad.

En el caso del proceso de secado del mineral laterítico se procedió como se describe a continuación:

En los cuatro secadores se midieron los parámetros de funcionamiento en un periodo de 30 días consecutivos (enero-febrero 2012), para el análisis se consideraron los resultados promedios para un día de operación. El análisis estadístico descriptivo se muestra en la tabla 5 del Anexo 2.

En la Tabla 3.1 se exponen valores promedios por días de medición de los parámetros considerados para desarrollar el balance termoenergético del secador 1, los valores empleados en los restantes secadores se exponen en las tablas 2; 3 y 4 del Anexo 2.

Tabla 3.1. Parámetros de funcionamiento obtenidos en el secador 1.

<i>Día</i>	<i>HR</i> (h)	<i>W_e</i> (%)	<i>W_s</i> (%)	<i>F_{mh}</i> (t/h)	<i>F_{cs}</i> (t/h)	<i>T_o</i> (°C)	<i>F_c</i> (kg/h)	<i>T_{gh}</i> (°C)	<i>T_{cs}</i> (°C)	<i>T_{gpc}</i> (°C)	<i>T_o</i> (°C)
1	21,50	35,89	3,95	115,19	84,77	114	2385,81	267,00	70,003	98,5	35,12
2	23,08	36,1	4,2	123,55	90,78	113,4	2202,77	256,50	66,795	90,5	34,29
3	23,66	36,4	4,15	122,25	89,63	112,5	2270,16	273,00	67,402	91,5	36,28
4	20,91	36,64	4,4	130,62	95,6	110	2490,44	267,50	67,983	100	36,98
5	21,74	36,6	4,1	115,56	84,6	115	2364,40	250,50	69,783	93,5	36,00
6	21,83	36,75	3,95	114,87	84	111	2389,14	261,00	69,767	110	35,68
7	22,58	36,95	4,25	125,99	92	109,5	2296,06	269,50	61,683	99	34,38
8	23,16	36,9	4,1	121,02	88,4	109,5	2318,70	259,00	69,058	89	35,88
9	8,16	36,19	4,1	120,43	88,43	110	2695,22	259,00	66,336	93	34,45
10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
11	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
12	12,58	35,73	4,05	118,89	87,6	115	2770,35	259,00	68,817	94	36,16
13	23,75	35,76	4,05	118,38	87,2	114	2289,09	227,00	69,871	99	36,27
14	23,58	35,51	4,15	121,41	89,6	115,5	2196,86	241,50	67,21	102,5	36,62
15	23,33	36,31	4	117,22	86	115,5	2491,51	251,50	67,995	98,5	36,49
16	23,41	36,3	4,35	128,12	94	116	2234,69	245,00	65,058	99,5	37,11
17	23,16	36,1	4,2	123,57	90,8	117	2231,99	254,00	66,496	92,5	39,28
18	23,24	35,57	4,3	127,16	93,8	112	2253,23	229,50	66,343	98	34,58
19	20,82	35,96	3,95	114,61	84,3	106,5	2500,62	224,00	69,989	100	35,47
20	20,49	35,73	3,85	111,84	82,4	112,5	2510,10	228,00	69,796	102,5	33,69
21	22,08	36,65	3,25	106,58	78	109	2398,28	238,50	69,116	109,5	36,09
22	22,16	36,47	3,7	121,18	88,8	108	2414,62	237,00	68,982	93	34,89
23	23,33	38,77	4	119,34	86	108	2264,42	246,00	61,358	91,5	36,44
24	23,24	37,98	4,25	126,94	92	107	2275,13	201,00	70,005	92	35,84

Continuación de la Tabla 2.4

Día	HR (h)	W _e (%)	W _s (%)	F _{mh} (t/h)	F _{cs} (t/h)	To (°C)	F _c (kg/h)	T _{gh} (°C)	T _{cs} (°C)	T _{gpc} (°C)	T ₀ (°C)
25	21,99	36,37	4,2	122,73	90	102,5	2290,86	226,50	68,843	100	36,77
26	22,50	36,4	4,4	130,39	95,6	104	2253,20	220,00	70,01	99	33,77
27	21,58	20,2	4	103,73	86,3	105,6	2376,65	208,00	69,423	96	37,59
28	23,25	36,12	4,1	120,33	88,4	108,7	2321,72	211,50	69,915	97,5	34,81
29	22,00	36,05	4,15	121,90	89,6	117,6	2269,05	218,50	69,453	90	35,59
30	22,25	36,76	3,95	115,15	84,2	119,7	2294,70	231,00	68,823	95,5	37,53
HR ⇒ tiempo trabajado por día.											
Propiedades del combustible empleado (fuel-oil)											
Valor calórico inferior del combustible (VCI): VCI = 44204,988 kJ/kg Composición química (%) C = 87; S = 2; A = 0,01; H = 10,9; W = 0,05; N ₂ = 0,7; O ₂ = 0,8 Nota: las restantes propiedades del combustible se exponen en el Anexo 1											
Composición química de los gases de la planta de hornos (%)											
H ₂ = 1; N ₂ = 43,3; O ₂ = 12; CO = 1,7; CO ₂ = 8; H ₂ O = 33; SO ₂ = 1											

3.3- Principales resultados del cálculo

Con el objetivo de establecer posteriormente el comportamiento termoenergético del objeto de estudio, sobre la base del método de cálculo establecido en el capítulo 2, se muestran en la Tabla 3.1 los resultados de las principales variables analizadas para el referido proceso de secado.

Tabla 3.2. Principales resultados para el secador 1

Secador 1										
Día	η _{sec}	F _c (10 ³ ·kg/h)	F _{teor} (10 ³ ·kg/h)	Q ₁ (kJ/h)	Q ₄ (10 ⁶ ·kJ/h)	Q ₃ (kJ/h)	Q _{3va} (kJ/h)	I _{cb} (t/t)	I _{cde} (t/t)	I _c (t/t)
1	0,78	2,39	2,30	1,06·10 ⁸	3,34	1,00·10 ⁸	9,53 ·10 ⁷	0,0271	0,0281	35,531
2	0,88	2,20	2,13	9,78·10 ⁷	3,36	1,06 ·10 ⁸	1,01 ·10 ⁸	0,0234	0,0243	41,212
3	0,86	2,27	2,19	1,01·10 ⁸	3,17	1,06 ·10 ⁸	1,01 ·10 ⁸	0,0244	0,0253	39,482
4	0,86	2,49	2,40	1,11·10 ⁸	3,40	1,14 ·10 ⁸	1,09 ·10 ⁸	0,0251	0,0261	38,387
5	0,79	2,36	2,28	1,05·10 ⁸	3,25	1,01 ·10 ⁸	9,64 ·10 ⁷	0,0270	0,0279	35,781
6	0,81	2,39	2,30	1,06 ·10 ⁸	3,23	1,04 ·10 ⁸	9,94 ·10 ⁷	0,0274	0,0284	35,159
7	0,90	2,30	2,22	1,02 ·10 ⁸	2,87	1,12 ·10 ⁸	1,07 ·10 ⁸	0,0241	0,0250	40,069
8	0,85	2,32	2,24	1,03 ·10 ⁸	3,33	1,06 ·10 ⁸	1,01 ·10 ⁸	0,0253	0,0262	38,125
9	0,73	2,70	2,60	1,20 ·10 ⁸	3,20	1,04 ·10 ⁸	9,94 ·10 ⁷	0,0294	0,0305	32,81
12	0,69	2,77	2,67	1,23 ·10 ⁸	3,24	1,02 ·10 ⁸	9,68 ·10 ⁷	0,0305	0,0316	31,621

Continuación de la Tabla 3.1

Secador 1										
Día	η_{sec}	F_c ($10^3 \cdot \text{kg/h}$)	F_{teor} ($10^3 \cdot \text{kg/h}$)	Q_1 (kJ/h)	Q_4 ($10^6 \cdot \text{kJ/h}$)	Q_3 (kJ/h)	Q_{3va} (kJ/h)	I_{cb} (t/t)	I_{cde} (t/t)	I_c (t/t)
13	0,82	2,29	2,21	$1,02 \cdot 10^8$	3,32	$1,02 \cdot 10^8$	$9,72 \cdot 10^7$	0,0253	0,0263	38,094
14	0,87	2,20	2,12	$9,75 \cdot 10^7$	3,12	$1,04 \cdot 10^8$	$9,92 \cdot 10^7$	0,0236	0,0245	40,785
15	0,77	2,49	2,40	$1,11 \cdot 10^8$	3,07	$1,03 \cdot 10^8$	$9,79 \cdot 10^7$	0,0279	0,0290	34,538
16	0,92	2,24	2,16	$9,92 \cdot 10^7$	3,01	$1,11 \cdot 10^8$	$1,06 \cdot 10^8$	0,0229	0,0238	42,064
17	0,87	2,23	2,15	$9,91 \cdot 10^7$	2,82	$1,05 \cdot 10^8$	$1,01 \cdot 10^8$	0,0237	0,0246	40,681
18	0,89	2,25	2,17	$1,00 \cdot 10^8$	3,41	$1,08 \cdot 10^8$	$1,03 \cdot 10^8$	0,0232	0,0240	41,629
19	0,75	2,50	2,41	$1,11 \cdot 10^8$	3,29	$1,00 \cdot 10^8$	$9,52 \cdot 10^7$	0,0286	0,0297	33,712
20	0,73	2,51	2,42	$1,11 \cdot 10^8$	3,35	$9,80 \cdot 10^7$	$9,31 \cdot 10^7$	0,0294	0,0305	32,827
21	0,76	2,40	2,31	$1,06 \cdot 10^8$	2,83	$9,81 \cdot 10^7$	$9,33 \cdot 10^7$	0,0297	0,0307	32,523
22	0,82	2,42	2,33	$1,07 \cdot 10^8$	3,39	$1,07 \cdot 10^8$	$1,02 \cdot 10^8$	0,0262	0,0272	36,776
23	0,90	2,26	2,18	$1,00 \cdot 10^8$	2,43	$1,11 \cdot 10^8$	$1,06 \cdot 10^8$	0,0254	0,0263	37,979
24	0,93	2,28	2,19	$1,01 \cdot 10^8$	3,59	$1,15 \cdot 10^8$	$1,10 \cdot 10^8$	0,0239	0,0247	40,437
25	0,87	2,29	2,21	$1,02 \cdot 10^8$	3,29	$1,07 \cdot 10^8$	$1,02 \cdot 10^8$	0,0246	0,0255	39,287
26	0,93	2,25	2,17	$1,00 \cdot 10^8$	3,98	$1,13 \cdot 10^8$	$1,09 \cdot 10^8$	0,0227	0,0236	42,429
27	0,86	2,38	2,29	$1,05 \cdot 10^8$	3,11	$1,10 \cdot 10^8$	$1,05 \cdot 10^8$	0,0266	0,0275	36,312
28	0,83	2,32	2,24	$1,03 \cdot 10^8$	3,53	$1,05 \cdot 10^8$	$9,98 \cdot 10^7$	0,0253	0,0263	38,075
29	0,85	2,27	2,19	$1,01 \cdot 10^8$	3,45	$1,04 \cdot 10^8$	$9,94 \cdot 10^7$	0,0244	0,0253	39,488
30	0,82	2,30	2,21	$1,02 \cdot 10^8$	2,98	$1,02 \cdot 10^8$	$9,70 \cdot 10^7$	0,0263	0,0273	36,693

Nota: los restantes parámetros tabulados han sido referenciados con anterioridad.

3.4- Análisis de las mediciones y los resultados del cálculo

Los valores contenidos en la tabla 3.1 pertenecen a las principales variables evaluadas para el secador 1. Este secador es un patrón para mostrar el comportamiento de las variables calculadas. Similares resultados se obtienen al aplicarle el procedimiento descrito en el capítulo 2 a los restantes secadores de la empresa (2; 3 y 6). Para consultar el desarrollo del cálculo ver el Anexo 3. El resto de los secadores se muestran en el Anexo 4.

De los resultados generales, entre todos los secadores es vital el análisis del rendimiento, desde el punto de vista de la relación entre el energía útil (energía aportada por el vapor de agua eliminado del mineral) para el proceso y el calor disponible de combustible (calor de reacción aportado por el diesel, y calor sensible y de reacción aportado por los gases de la planta de hornos). Esta variable integra la

mayor parte de los datos recogidos en la instalación y que rigen el comportamiento térmico del sistema y se determinó por la ecuación 2.88.

El flujo teórico (F_{teor}) se determina a partir de la revisión bibliográfica consecuente y la opinión de expertos en la industria analizada. Esta revisión arrojó que en estas instalaciones de secado es válido asumir entre el 3 y el 5 % del consumo medido menos (Torres, 1999; Torres *et al.*, 2000, 2001; Mora, 1999; Bachir, 2001; Azman, 2008; Moya, 2008). En el caso actual este flujo o consumo teórico de combustible se determina mediante la ecuación 2.87 obtenida a partir del balance de masa y energía.

El índice de consumo de combustible (I_{cb}) está determinado por el cociente que resulta de las toneladas de combustible consumido y las toneladas de mineral seco producidas por cada secador. De manera inversa en la relación anterior se obtiene, la productividad específica del secador (I_c) que expresa la cantidad de mineral secado por combustible consumido.

3.4.1- Comportamiento de los principales parámetros

En este epígrafe se muestran diferentes gráficos que ilustran el comportamiento de los principales parámetros de funcionamiento, en este caso se realiza una sincronización de todos los días de trabajo, se grafican días de trabajo simultáneo de los secadores 1, 2, 3 y 6. El secador 4 se encuentra desde hace algún tiempo fuera de servicio en el período analizado y el 5 contiene pocos valores en el referido periodo de medición.

3.4.2- Control estadístico de resultados

Cuando la variabilidad de un proceso de producción se reduce a la variación aleatoria, se dice que el proceso se encuentra en un estado de control estadístico. Tal estado casi siempre se logra encontrando y eliminando los problemas que causan otra clase de variación, denominada variación asignable, que puede deberse a operadores muy mal entrenados, a materia prima de pésima calidad, maquinaria con instalaciones defectuosas, a piezas mecánicas desgastadas y a otras causas semejantes. Como es conocido que los procesos de secado bajo parámetros controlados no están exentos de esta clase de problema, es importante contar con algún método sistemático para detectar desviaciones de un estado de control estadístico cuando ocurre o si es posible

ante de que ocurra. Esto es la principal razón por lo cual se utilizan los diagrama de control o carta de control.

En la industria se acostumbra valerse de límites tres sigma obtenidos al sustituir 3 por $Z_{\alpha/2}$ esto es equivalente a considerar un nivel de confianza igual a 99,73 %. Con los límites tres sigma se tiene una gran confianza de que el proceso no será declarado fuera de control cuando en realidad está bajo de control, lo cual significa que los errores sistemáticos provocados por, el operario, el medio medición y el ambiente no tienen influencia significativa en la variable evaluada. Esta sustitución es válida cuando la muestra se considera grande; mayor o igual que 30. Cuando la muestra es pequeña se sustituye el estadístico $Z_{\alpha/2}$ por el estadístico $t_{\alpha/2}$ (Miller, 2005).

Rendimiento térmico

En la figura 3.1 se muestra el comportamiento del rendimiento térmico de cada uno de los secadores analizados. En este gráfico se evidencia que este parámetro varía (entre todos los valores de cada secadero) entre 0,683 como valor mínimo registrado en el secador 2 y 0,945 valora máximo en el secador 6. Al aplicarle el procedimiento estadístico descrito en la sección 2.5 en el capítulo 2 para la determinación de los límites de tolerancia; se obtienen los siguientes valores: inferior = 74,5 % y el superior = 95,2 %; para un nivel de confianza del 95 % ($Z_{0,005} = 1,96$) y un valor promedio para el rendimiento igual a 84,9 %.

La inspección de la figura 3.1; que más adelante se presenta; revela que existen 4 valores fuera de los límites de control. Por lo que se requiere de un análisis de las causas que están provocando las variaciones del rendimiento térmico de combustible. La aparición de los 4 valores anormales anteriormente descritos provoca que se realice nuevamente el mismo proceso de establecimiento de nuevos límites de tolerancia, a partir de utilizar el criterio de eliminación de valores anormales propuesto por Hernández (1986).

Luego de la aplicación de este criterio los límites encontrados son: inferior igual a 76,9 % y superior igual a 94,1 % con un valor promedio igual a 85,5 %; para un nivel de confianza del 95 %. Esto significa que cada observación que se realice del este

parámetro, bajo condiciones similar a las del muestreo realizado, tiene una probabilidad del 95 % de que su valor este en este rango.

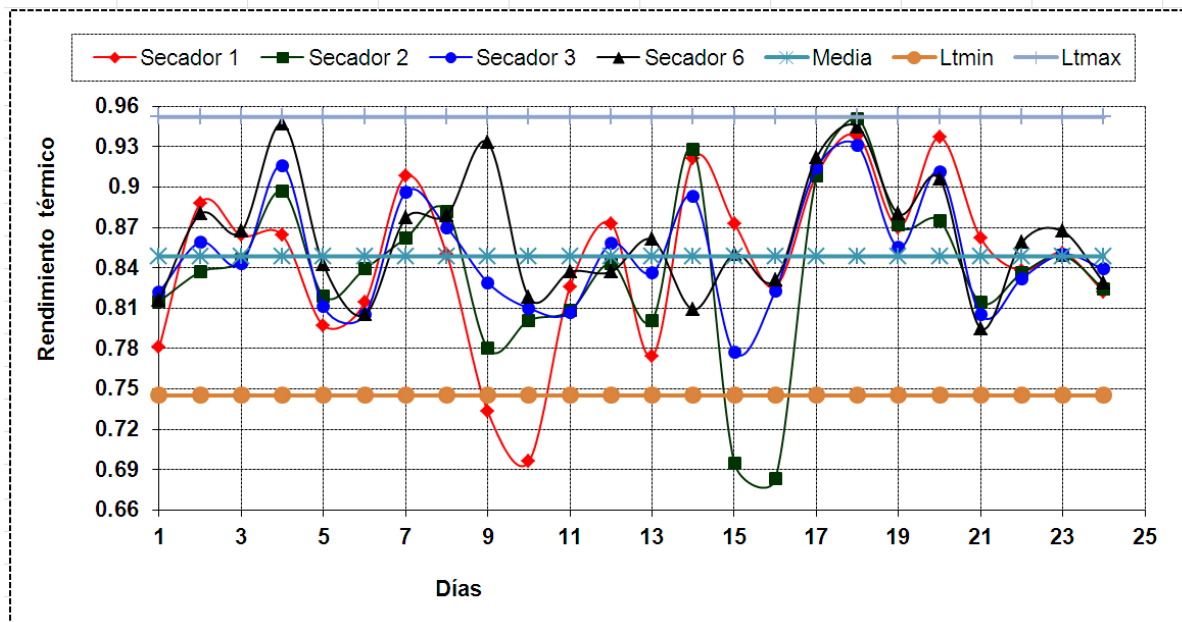


Figura 3.1. Comportamiento del rendimiento de los secadores.

De la misma manera se procede con los secadores por separados, para esto se tiene que la muestra a la que se le aplica el tratamiento estadístico es pequeña, por lo que los límites de tolerancia no aseguran en buen estimado de los parámetros poblacionales, por tanto se hace necesario emplear el concepto de intervalo de confianza aplicando las expresiones 2.95 y 2.96 del capítulo 2; y se obtuvieron intervalos de confianza entre 87,9-83,7; 86,9-83,1; 86,8-83,2; 88,1-84,3, respectivamente. El promedio del rendimiento cada uno de los secadores (1; 2; 3 y 6) es: 85,8; 85; 85; 86,2, respectivamente.

En este parámetro influyen significativamente varias variables, las fundamentales son la humedad de entrada y salida del mineral laterítico, y el consumo de combustible, ambos tienen una relación algebraica directa pues con un aumento de la primera, debe aumentar el consumo de combustible si se quiere mantener un valor determinado de humedad de salida, esto a su vez hace que el rendimiento tienda a la disminución.

En este caso para el objeto de estudio con los datos medidos en la instalación, no tiende al comportamiento ideal descrito anteriormente lo que evidencia que existe

influencia de otras variables que posteriormente serán explicadas. El rendimiento en proceso se entiende como el potencial de secado con que se cuenta a partir del nivel de absorción de agua, es decir cuanto mayor sea la diferencia entre la humedad de entrada y salida mejor rendimiento tendrá el secador.

Consumo y consumo específico de combustible

El comportamiento del proceso de secado tiene dependencia directa del consumo de combustible por toneladas de mineral laterítico seco, dependencia que se expresa a través del índice de consumo. Las representaciones gráficas para estos parámetros están en las figuras 3.2; 3.3 y 3.4.

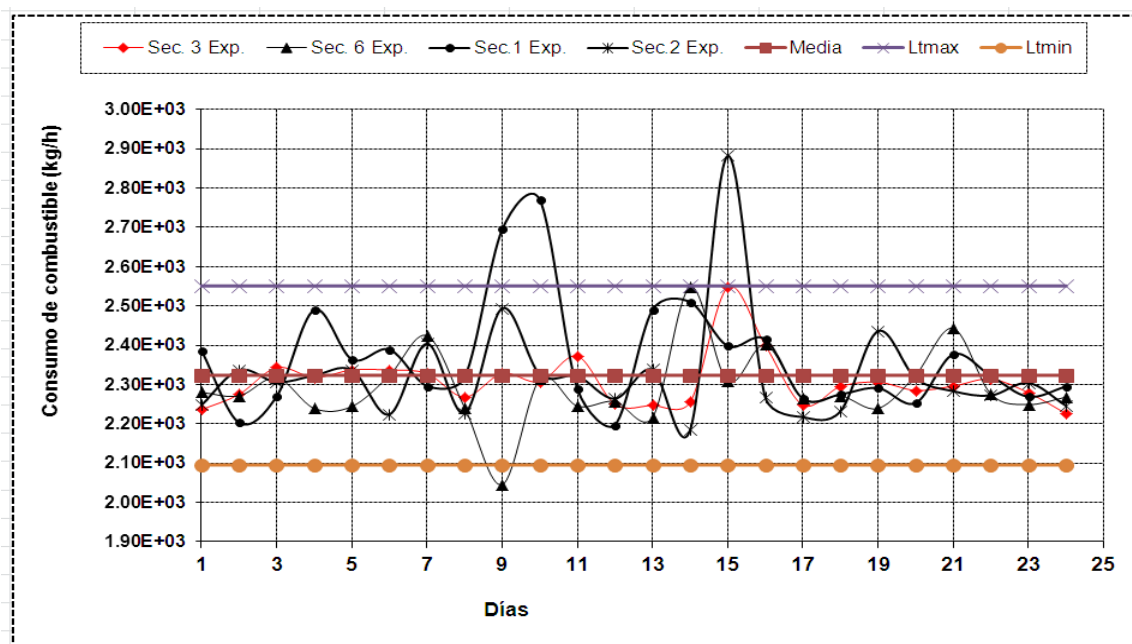


Figura 3.2. Comportamiento del consumo de los secadores medido en los secadores.

En la figura 3.2 y 3.3 se representan los comportamientos del consumo de combustible experimental (medido en la instalación) y teórico (determinado por la ecuación 2.87), respectivamente en todos los secadores. Se observa que el consumo experimental es mayor que el obtenido mediante el método de balance térmico y de masa (teórico). Las diferencias entre ambos valores están asociadas a problemas relacionados con el estado técnico, sobredimensionado de la cámara y deficiencias operacionales debido a la regulación manual del dámper en el ventilador del quemador y extractor de gases.

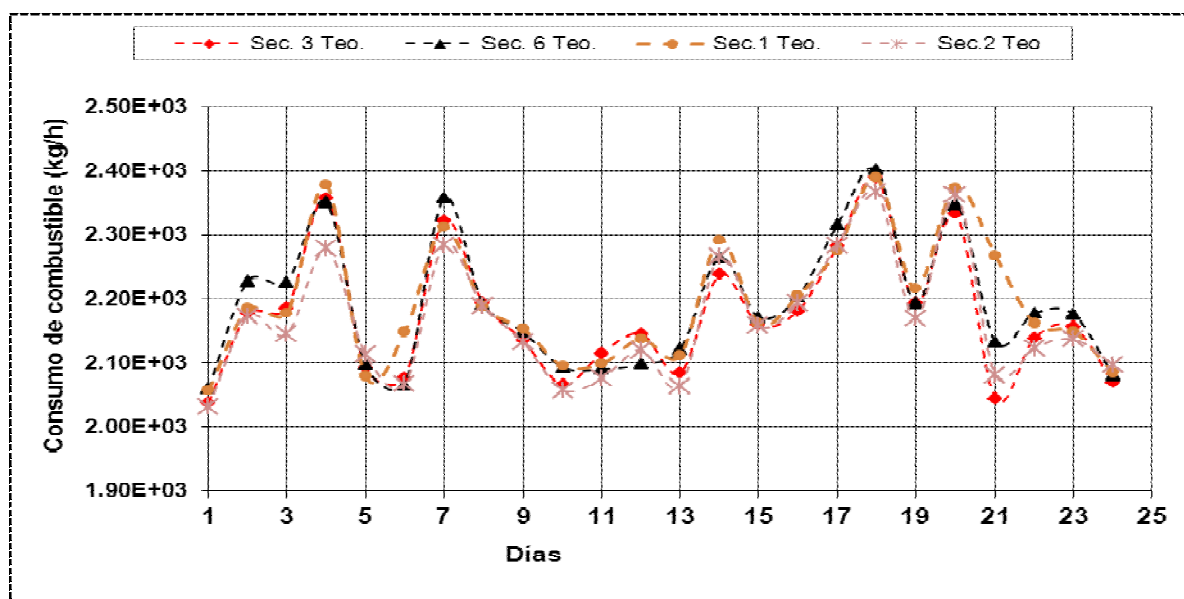


Figura 3.3. Comportamiento del consumo de combustible utilizando el método propuesto.

De los valores del consumo de combustible obtenido a partir de la medición representados por la figura 3.2, los límites son 2551,225 y 2094,984 kg/h superior e inferior respectivamente teniendo como promedio para todos los secadores 2323,104 kg/h. Por las diferencias evidentes entre los valores determinados mediante mediciones y con el método de balance térmico y de masa, se realiza la verificación de % de diferencia a partir de la determinación del error absoluto con la utilización de la ecuación 2.92 según sugiere la literatura especializada (Miller, 2005). Los resultados de esta determinación se muestran en la figura 3.4.

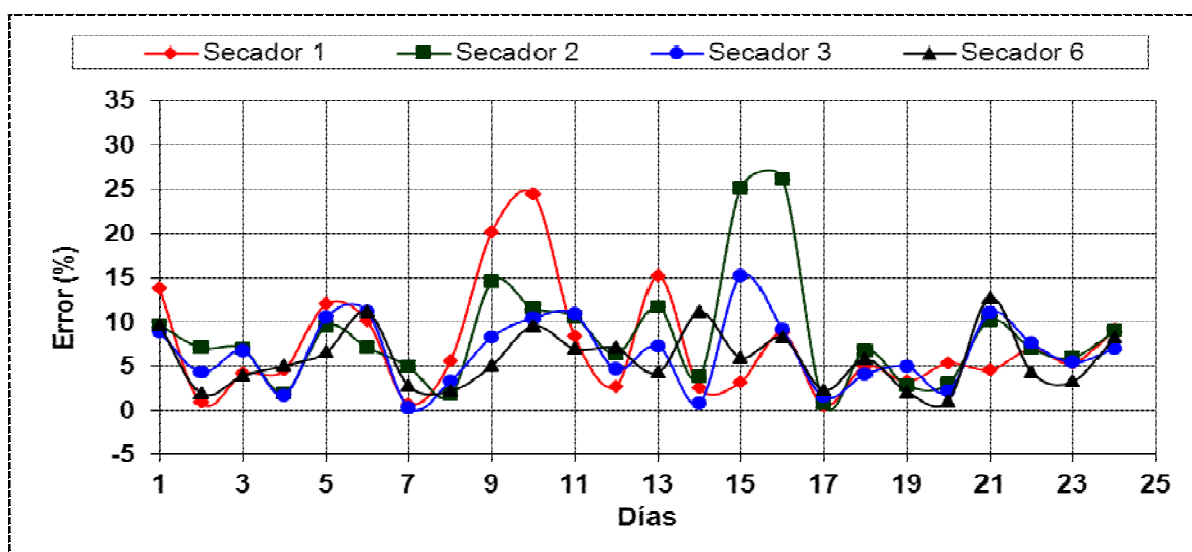


Figura 3.3. Comportamiento del error para la estimación del consumo de combustible.

De la figura anterior el error está entre los valores 0,507 % valor mínimo registrado en el secador 1 y 26,123 % en el secador 2 siempre considerando que este valor está siempre influenciado por el módulo. Para todos los secadores aparecen entre 4 y 5 valores por encima del valor satisfactorio permisible 10% los cuales, como se explicó anteriormente se atribuyen a diferentes errores sistemáticos generados en la propia instalación. Sin embargo los resultados promedios fueron 7; 8.4; 6.5 y 5.8 % para los secadores analizados 1; 2; 3 y 6 respectivamente, cumpliéndose para todos los secadores el término del 10 %, por lo que se puede plantear que método establecido en el capítulo 2 caracteriza satisfactoriamente el comportamiento termoenergético del sistema y es válido para el pronóstico del consumo de combustible en el rango de humedad y flujo de mineral establecido con anterioridad.

El otro parámetro relacionado con el combustible, el consumo específico (índice de consumo de combustible); se muestra en la figura 3.4. En este gráfico se evidencia que este parámetro varía (entre todos los valores de cada secadero) entre 0,0227 como valor mínimo registrado en el secador 1 y 0,0334 en el secadero 2 en las unidades correspondientes; toneladas de combustible por cada tonelada de mineral seco.

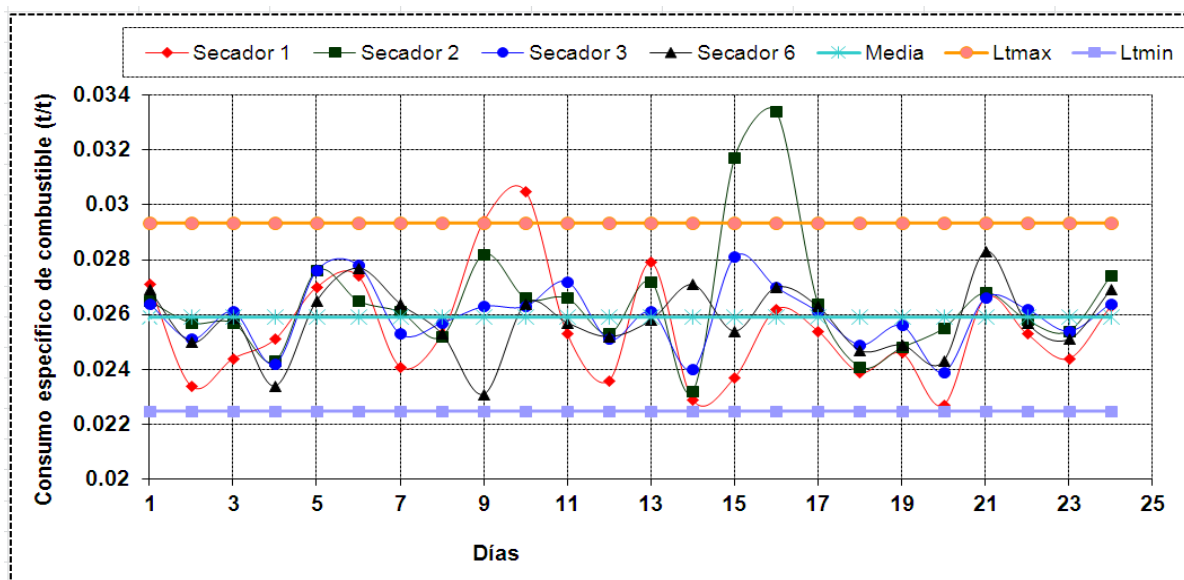


Figura 3.4. Comportamiento del consumo específico de combustible en los secadores.

El promedio del referido parámetro en cada uno de los secadores (1; 2; 3 y 6) es: 0,0255; 0,0265; 0,0260; 0,0258, respectivamente. Estos valores promedios están por

encima del estándar establecido por la empresa “Comandante Ernesto Che Guevara” de 0.0250 toneladas de combustible por cada tonelada de mineral secado. De los valores del consumo específico de combustible representados en la figura 3.3 obtenido a partir de la medición representados por la figura 3.2, y aplicando las ecuaciones desde 2.93 hasta 2.97 se obtienen los límites de tolerancia para el referido parámetro que son 0,02934 y 0,02248 t/t; superior e inferior respectivamente teniendo como promedio para todos los secadores 0.02591 t/t. Al mismo tiempo se le aplica a cada secador para determinara su intervalo de confianza para una muestra menor de 30, y se obtuvieron los siguientes intervalos superior e inferior: 0,0264-0,0247; 0,0274-0,0255; 0,0264-0,0254; 0,0263-0,0252 t/t.

Por los valores obtenidos a partir de la medición continua del proceso sugiere establecer como valor estándar del índice de consumo de combustible 0,026 toneladas de combustible por cada tonelada de mineral secado (t/t). Para las condiciones actuales de explotación el valor anterior se puede establecer a partir de la aproximación y el redondeo de los valores promedios citados anteriormente.

El flujo de mineral húmedo así como su contenido de humedad tienen una influencia directamente proporcional en el consumo específico. Un aumento de estas variables favorece aglomeración de mineral y la formación de los pelets (Torres, 2000), por lo que solamente se elimina la humedad superficial, por este motivo aumenta el consumo específico de petróleo y obliga a disminuir la cantidad de mineral alimentado al secador para obtener la humedad final deseada.

Productividad específica

La productividad específica es uno de los parámetros más importantes del proceso de secado debido a que representa la cantidad de mineral secado por toneladas de combustible consumido, su comportamiento se muestra en la figura 3.5. Esta se obtiene en relación inversa al consumo específico de combustible, es decir, dividiendo producción de mineral entre consumo de combustible. En esta instalación según el gráfico de la figura 3.4 el valor mínimo, 29,909 t/t de productividad específica corresponde al secador 2 y el máximo es 43,232 t/t correspondiente al secador 6. En

este caso los secadores promediaron 37,992; 37,957; 38,550; 38,851 t/t para los secadores 1; 2; 3 y 6 respectivamente.

Los límites de tolerancia para esta variable son: superior igual a 42,97174; inferior igual a 33,70346 t/t. En este caso el promedio es de 38,33760 t/t. Por separado los secadores tienen intervalos de confianza de: 39,182-36,802; 39,158-36,757; 39,260-37,842; 39,659-38,043 t/t.

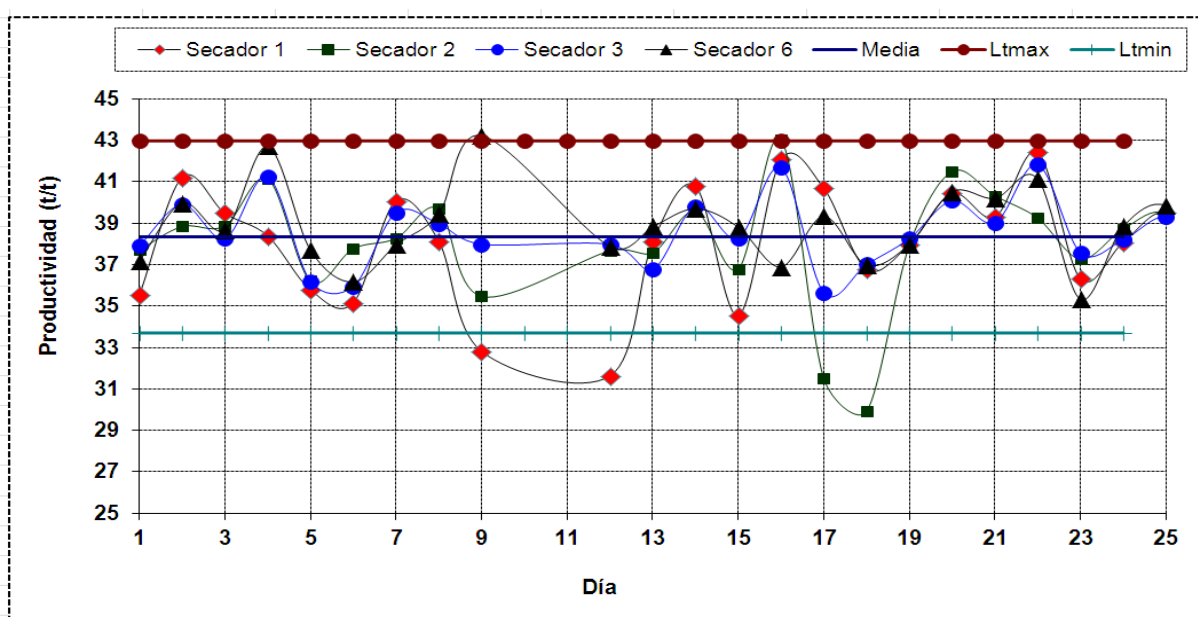


Figura 3.5. Comportamiento de la productividad específica en los secadores.

Pérdidas de energía por transferencia de calor

Los resultados del diagnóstico térmico muestran la existencia de elevadas pérdidas de energía en forma de calor, en general este comportamiento se debe a la inexistencia de aislamiento térmico en el secador, el cual no impide el paso del flujo de calor desde el interior del tambor al medio ambiente.

Otro aspecto importante que se debe destacar es el hecho de que los operarios en la planta dediquen toda su atención a las especificaciones de calidad del mineral seco (humedad final) aspecto que no ocurre con los restantes factores que influyen sobre el proceso de secado y en general sobre la eficiencia térmica de los secadores.

Las pérdidas de calor por convección en el tambor secador y la botella muestran valores muy diferentes, en todos los casos en la botella son mayores debido al perfil

térmico que se genera producto de la combustión del combustible, en esta zona los gradientes de temperatura son superiores, lo cual generan pérdidas de calor elevadas.

Las pérdidas de calor por radiación muestran comportamientos estables para los diferentes valores analizados en las diferentes secciones, excepto en la botella que se produce un aumento brusco. En general el valor perdido por radiación es inferior que el perdido por convección, debido a que el último depende significativamente de la velocidad del aire.

En la siguiente tabla 3.2 se expone un resumen de los principales resultados obtenidos en la determinación de las pérdidas de calor.

Tabla 3.2. Pérdida de calor en las secciones del secador 1.

Parámetro calculado	Sección: cámara de paso	UM
Flujo (pérdida) de calor por convección	$9,145 \times 10^4$	<i>W</i>
Flujo (pérdida) de calor por radiación	$6,658 \times 10^4$	<i>W</i>
Sección: tambor secador		
Flujo (pérdida) de calor por convección;	$1,157 \times 10^5$	<i>W</i>
Flujo (pérdida) de calor por Radiación;	$1,972 \times 10^5$	<i>W</i>
Sección: botella		
Flujo (pérdida) de calor por convección;	$1,125 \times 10^5$	<i>W</i>
Flujo (pérdida) de calor por radiación;	$5,102 \times 10^5$	<i>W</i>
Pérdidas de calor totales en los secadores		
Flujo (pérdida) de calor por convección	$3,197 \times 10^5$	<i>W</i>
Flujo (pérdida) de calor por Radiación	$7,74 \times 10^5$	<i>W</i>

Consideraciones generales del proceso

De manera general el rendimiento térmico, el consumo de combustible, el flujo de agua evaporada y la productividad específica presentan comportamiento sinusoidales, sin que se muestre una tendencia al ajuste a algún tipo de función al aumentar con la humedad de entrada manteniéndose valores bajos de humedad de salida con un rango de variación de 1,15 %, esto es debido a que en el proceso analizado no se incluyen varias elementos que por limitaciones tanto teóricas como tecnológicas afectan de alguna manera el análisis:

- ✓ Se considera la temperatura de los gases provenientes de la planta de hornos constante con valor de 250 °C, este es un valor promedio para el período de trabajo analizado. En cada uno de los valores de esta temperatura (30 promedios diarios) se generarían como mínimo 7 datos diferentes de propiedades como densidad y calor específico (tabla 2.2). Estos se seleccionan de tabla A4 de Incropera y De Witt (2003) y ocasionan que el procedimiento de cálculo se vuelva más complejo por el número de veces que hay que realizar las operaciones.
- ✓ Las propiedades termofísicas del aire atmosférico también son función de su temperatura, en este caso se toma como valor promedio 35,88 °C. De la misma manera las propiedades del flujo de gases que transita por el interior del secador se seleccionan de Incropera y De Witt (2003) y Faires (1994) atendiendo a su temperatura y al componente en cuestión. Igual se acumulan un gran número de datos con un pequeño rango de variación, pero cierto grado de influencia en los parámetros principales de operación del secador.
- ✓ Se evalúan el proceso cuantitativamente, a partir del balance de masa y energía con el correspondiente análisis de 8 corrientes energéticas, en las cuales se incluyen sus respectivos flujos de materias y se obtiene una ecuación basado en los balances básicos térmicos y de masa con capacidad para pronosticar el comportamiento de los parámetros de eficiencia con un nivel de confianza del 95 % cuando se suministra mineral laterítico a entre 131,579 y 109,455 t/h con contenido de humedad entra está entre 37,735 y 35.004 %.

De los resultados graficados anteriormente es válido destacar las relaciones entre la productividad específica, el rendimiento térmico y el índice de consumo; en todos los secadores, para un aumento de la productividad aumentó el rendimiento, lo cual sugiere dependencia de estos parámetros directamente proporcional, no así con el índice de consumo de combustible que disminuye con el aumento de la productividad específica. Aquí las relaciones se basan fundamentalmente en la dependencia de tres variables, el flujo de mineral húmedo, humedad de entra del mineral y el consumo de combustible.

Teniendo en cuenta que la productividad de la planta puede seguir incrementándose y que la misma incidirá significativamente en los parámetros fundamentales que

determinan la eficiencia térmica del secadero se relacionan algunas de las acciones que se pueden realizar con el fin de mejorar la eficiencia térmica y con ello disminuir las pérdidas de calor, las mismas se exponen a continuación:

- Sustituir el aislamiento del secador por otro más eficiente, esto haría posible un mayor aprovechamiento del calor en el interior del secadero y reduciría las pérdidas de calor por convección y radiación al medio ambiente.
- Lograr el tiempo de retención adecuado para la productividad presente en el secador, esto garantiza el intercambio de calor entre los gases y el mineral de forma racional, ya que el tiempo de exposición sería el apropiado de acuerdo con la cantidad de mineral contenida en el secadero
- Regular los flujos de aire y gases, con ello se mejora la eficiencia de la combustión dentro de la cámara del secador lo que permite un mayor tiempo de permanencia de los gases creando un perfil térmico apropiado en el equipo y con ello se intensifica la transferencia de calor hacia el mineral.

3.5- Valoración económica asociada al proceso de secado convencional

En la Tabla 3.3 se expone el calor total ingresado por el combustible a cada uno de los secadores considerando fijo el valor calórico inferior y el consumo de combustible promedio para las el mes analizado. El precio del barril de petróleo (87.6 CUC) utilizado en el cálculo fue el reportado por el departamento de economía energética de la empresa “Comandante Ernesto Che Guevara” referido al período de evaluación (enero-febrero de 2012).

Tabla 3.3. Calor total ingresado por el combustible al proceso.

Equipo analizado	Consumo de combustible promedio (kg/h)	Valor calórico del combustible (kJ/kg)	Calor ingresado (kJ/h)
Secador 1	2272.82	44204.988	100874323
Secador 2	2268.92	44204.988	100701693
Secador 3	2238.60	44204.988	99355680.1
Secador 6	2294.93	44204.988	101859049
Gasto por consumo de combustible (CUC/h)			5102.574

Como se puede apreciar en la Tabla 3.3 el gasto económico asociado al consumo de combustible promedio en todos los secadores trabajando simultáneamente asciende a 5102.574 CUC/h.

Para ilustrar con mayor claridad las cuantiosas sumas que el país debe erogar para la compra de combustible el análisis se hace extensivo al período al mes de enero, tiempo en que se desarrolló la investigación utilizando como referencia los datos del secador 1 que ilustra el comportamiento del resto de los secadores. En la Tabla 3.4 se exponen los resultados.

Como se mencionó anteriormente el precio del combustible se establece en 86,7 CUC/barril. En el referido secador 1 se determinan la cantidad de barriles de combustible consumido, a partir de la relación entre el flujo de combustible, el valor calórico y su densidad.

Tabla 3.4. Análisis económico para el secador 1.

Días de trabajo	Precio del barril (CUC/barril)	Combustible (barriles/h)	CUC/h	Combustible (barriles/día)	CUCD/día
1	86,7	15,473	1341,529	332,675	28842,88
2	86,7	14,286	1238,637	329,732	28587,753
3	86,7	14,721	1276,308	348,298	30197,453
4	86,7	16,148	1400,003	337,648	29274,069
5	86,7	15,331	1329,16	333,286	28895,934
6	86,7	15,493	1343,216	338,205	29322,406
7	86,7	14,89	1290,927	336,207	29149,126
8	86,7	15,039	1303,859	348,297	30197,363
9	86,7	17,477	1515,265	142,613	12364,559
12	86,7	17,963	1557,433	225,981	19592,512
13	86,7	14,844	1286,991	352,549	30566,036
14	86,7	14,248	1235,264	335,958	29127,524
15	86,7	16,148	1400,003	376,725	32662,077
16	86,7	14,494	1256,629	339,304	29417,696
17	86,7	14,475	1254,943	335,23	29064,474
18	86,7	14,611	1266,75	339,553	29439,27
19	86,7	16,219	1406,188	337,68	29276,836
20	86,7	16,277	1411,248	333,523	28916,478
21	86,7	15,551	1348,276	343,367	29769,94
22	86,7	15,661	1357,835	347,054	30089,613
23	86,7	14,682	1272,935	342,532	29697,568
24	86,7	14,753	1279,119	342,869	29726,737
25	86,7	14,857	1288,116	326,709	28325,66

Continuación **Tabla 3.4.**

26	86,7	14,611	1266,75	328,741	28501,875
27	86,7	15,415	1336,469	332,653	28841,002
28	86,7	15,058	1305,545	350,103	30353,927
29	86,7	14,714	1275,746	323,719	28066,412
30	86,7	14,883	1290,365	331,149	28710,61
Importe total				796 977,792 (CUC/mes)	

Los resultados mostrados en la Tabla 3.4 indican la importancia que tienen estos equipos en la empresa, debido a que los mismos son considerados puestos clave para el ahorro de combustible. Al extender el mismo análisis a todos los días evaluados (30) en los que se trabaja de forma continua en la empresa y considerando que se consume una cantidad de combustible determinada fundamentalmente por el tiempo de trabajo diario, entonces el gasto económico por consumo de combustible total sería de 796 977,792 CUC para el secador en cuestión. En este secador el mayor valor corresponde al día 15, con 32662.077 CUC, y el día de menor gasto es el 9 con 12364.559 CUC.

Es válido destacar la utilización del calor aportado por los gases generados en la planta de hornos, lo cuales intervienen en el mejoramiento de la eficacia del proceso de secado. Estos gases como promedio aportan 16062130,978 kJ/h de energía en forma de calor. El análisis del efecto económico de este aporte energético para el secador 1 se ofrece en la Tabla 3.5.

En la tabla anteriormente mencionada así como el gráfico de la figura 3.6 ilustran el comportamiento del costo por consumo de combustible, en el caso de combustible bruto se refiere al combustible utilizado en el proceso de combustión y el consumo de combustible equivalente está relacionado con la cantidad de energía aportada por la corriente de gases de hornos y el valor calórico del combustible utilizado. El término *sumatoria energética* es utilizado para indicar la cantidad de diaria de calor suministrado desde la planta hornos de reducción.

Tabla 3.5. Análisis económico del aporte energético para el secador 1 de los gases de hornos.

Días de trabajo	Precio (CUC/barril)	Sumatoria energética (kJ/día)	Combustible equivalente (barriles/día)	CUC/día	Suma costo diaria CUC/día
1	86,7	95926615,563	50,662	4392,382	33235,262
2	86,7	102976106,381	54,385	4715,171	33302,924
3	86,7	105563894,15	55,752	4833,663	35031,116
4	86,7	93294210,764	49,272	4271,846	33545,915
5	86,7	96997424,295	51,227	4441,413	33337,347
6	86,7	97398977,569	51,439	4459,8	33782,206
7	86,7	100745254,856	53,207	4613,022	33762,148
8	86,7	103333042,625	54,573	4731,514	34928,877
9	86,007	36407496,883	19,228	1667,062	14031,621
12	86,7	56128224,362	29,643	2570,054	22162,566
13	86,7	105965447,424	55,964	4852,049	35418,085
14	86,7	105206957,906	55,563	4817,319	33944,843
15	86,7	104091532,144	54,974	4766,245	37428,322
16	86,7	104448468,387	55,162	4782,589	34200,285
17	86,7	103333042,625	54,573	4731,514	33795,988
18	86,7	103689978,869	54,762	4747,858	34187,128
19	86,7	92892657,489	49,06	4253,46	33530,296
20	86,7	91420295,483	48,282	4186,042	33102,520
21	86,7	98514403,332	52,029	4510,874	34280,814
22	86,7	98871339,576	52,217	4527,218	34616,831
23	86,7	104091532,144	54,974	4766,245	34463,813
24	86,7	103689978,869	54,762	4747,858	34474,595
25	86,7	98112850,057	51,816	4492,487	32818,147
26	86,7	100388318,612	53,018	4596,678	33098,553
27	86,7	96283551,807	50,85	4408,725	33249,727
28	86,7	103734595,9	54,785	4749,901	35103,828
29	86,7	98157467,088	51,84	4494,53	32560,942
30	86,7	99272892,85	52,429	4545,604	33256,214
Importe total mensual				123673,122 (USD/mes)	920650,912 (USD/mes)

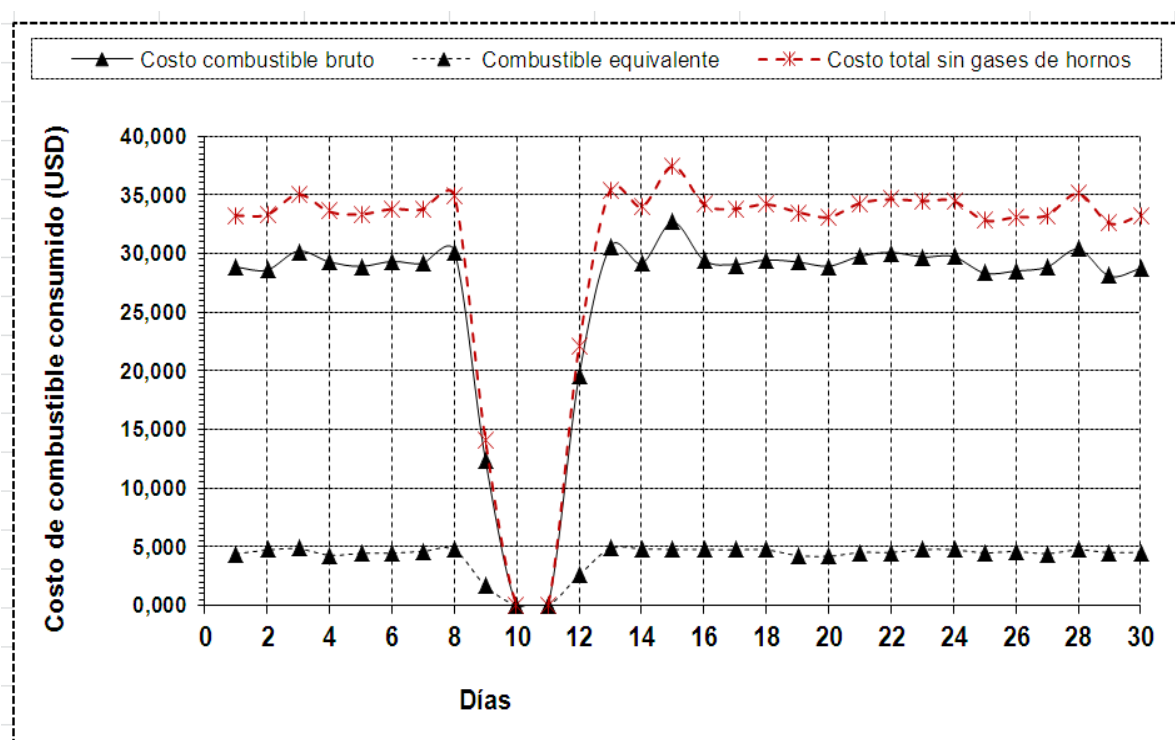


Figura 3.6. Comportamiento del costo del combustible consumido en el secador 1.

Como se puede apreciar los costos son variables, con promedios de 28463.493 y 4416.89725 CUC/mes para para los consumos de combustibles bruto y equivalente respectivamente.

Todo el valor diario del costo por consumo de combustible equivalente se puede concebir como un ahorro energético y económico pues constituye una fuente gratis de calor generada como parte del proceso de reducción del material en otra planta (planta de hornos de reducción). Por lo tanto en este período evaluado se ahorraron 123673.122 CUC por este concepto, lo que evidencia la importancia de la utilización de estos gases generados en otra instalación.

Este análisis puede realizarse a todos los secadores que trabajan simultáneamente. Al generalizar los resultados del análisis anterior a los 4 secaderos que trabajan de forma continua en la empresa se pueden determinar los gastos económicos por consumo de combustible para un período determinado analizados en las condiciones de explotación correspondientes así como el ahorro en el cual se incurre con la utilización permanente de los gases provenientes de la planta de hornos de reducción.

3.6- Principales problemas ambientales detectados en la planta

- ✓ La zona de preparación de mineral (depósito de homogenización, transportadores de banda, hasta la sección de molinos), constituyen áreas de contaminación por polvo.
- ✓ Los gases que salen de los electrofiltros de cada secador contienen CO (0,4%) y SO₂ y aunque cumplen las normas deben ser controlados en ese nivel como máximo mediante un monitoreo periódico.
- ✓ El agua en los pisos de los secadores es enviada a la canalización (contienen sólidos y grasas).
- ✓ En los secadores se queman los gases calientes de los hornos de reducción, en ocasiones suceden los salideros en la zona de alimentación a la cámara de combustión. Estas pérdidas son provocadas por problemas mecánicos y eléctricos, violándose las normas de 0,2 g/m³ de polvo.
- ✓ En ocasiones se supera la norma de concentración de polvo (de 1 a 4 mg de polvo/m³), por esto se deben realizar determinaciones de polvo en la atmósfera en el área de trabajo.

3.6.1- Influencia del polvo en el medio ambiente

El estado de salud del trabajador depende en gran medida de las condiciones de trabajo, su entorno laboral y su labor específica, pues es en este medio donde el mismo se expone a los diferentes contaminantes, entre los que se encuentra el polvo industrial y ruido por solo citar algunos.

Las partículas suspendidas en la atmósfera absorben la luz solar, reduciendo la energía que llega a la tierra y produciendo cambios que disminuyen notablemente la luminosidad y visibilidad; además de la luz solar las partículas en suspensión absorben la luz producida por medios artificiales.

Este fenómeno se encuentra ligado a la concentración. Para una misma concentración las partículas que absorben una mayor cantidad de energía son las de diámetro comprendido entre 0,1 a 1 µm. Entre los efectos que pueden tener sobre los materiales están:

Abrasión: realizadas por aquellas partículas de mayor tamaño y dotadas de elevada velocidad (efecto de pequeña incidencia).

Ataque químico: puede realizarse directamente por las partículas o generalmente por los gases existentes conjuntamente, tras el efecto de abrasión realizado por las partículas.

Los efectos que produce sobre la vegetación pueden considerarse como muy pequeños y prácticamente inexistentes. Solo pueden cifrarse como peligrosos aquellos que se derivan para zonas muy próximas a puntos de producción de partículas en grandes cantidades. Las partículas solas o en combinación con otros contaminantes representan un peligro notable para la salud.

Sin embargo cuando se habla del organismo humano, la situación se torna aún más preocupante, ya que lo afecta directamente en mayor o menor medida. Los contaminantes penetran en el organismo fundamentalmente por dos vía:

- ✓ Inhalación de polvos en el aire por las vías respiratorias.
- ✓ Absorción de polvos a través de la piel.

Las partículas entran al cuerpo humano a través del sistema respiratorio y el efecto que se produce depende de su tamaño, la composición química y mineralógica, densidad, superficie específica y otras.

Las partículas de tamaño superior a 5 μm de diámetro quedan retenidas en los bellos de la cavidad nasal y también pueden quedar atrapadas por la mucosa que tapiza la tráquea y la cavidad nasal. Los comprendidos entre 0,5 y 5 μm son capaces de penetrar hasta el sistema respiratorio inferior depositándose en los bronquios. De aquí a que en la mayoría de los casos sean eliminados al cabo de algunas horas por respiración.

La situación más preocupante corresponde al las partículas menores de 0,5 μm , ya que se ha estimado que más del 50% de las partículas de 0,01 a 0,1 μm que penetran en los alvéolos se depositan allí, donde es difícil eliminarlos por carecer de cilios y mucosas, pudiendo permanecer durante meses e incluso durante años degradando la salud del hombre.

Las partículas pueden tener efecto tóxico de las maneras siguientes:

- ✓ Pueden ser intrínsecamente tóxicas por las características químicas inherentes.
- ✓ Pueden interferir con uno o más de los mecanismos que despejan usualmente el aparato respiratorio.
- ✓ Puede actuar como un conductor de una sustancia tóxica absorbida en su superficie.

Los polvos se clasifican según la forma de acción biológica sobre el organismo humano en:

Polvos inherentes: son aquellos que no provocan reacción aparente en los depósitos linfáticos pulmonares, pero obstruyen el flujo normal de la linfa.

Polvos tóxicos: ocasionan en uno o varios órganos y sistemas específicos del organismo humano.

Polvos energéticos: son los causantes de afecciones alérgicas, sus efectos dependen en gran medida de la susceptibilidad del individuo.

Polvos fibrógenos: ocasionan fibrosis pulmonar característica de la neumoconiosis.

3.6.2- Influencia del ruido en el medio ambiente

Las emisiones continuas de ruido es uno de los impactos directos que afecta al hombre en su medio laboral. El origen del mismo es el funcionamiento continuo de equipos de grandes dimensiones, que como resultado de su operación emiten determinados niveles de ruido que alcanzan valores muy intensos en algunas zonas de la instalación.

La presencia del ruido es uno de los elementos que más afectan las condiciones de trabajo en el ambiente laboral incidiendo directamente sobre la salud física y mental de los trabajadores y tributa a la aparición de las enfermedades profesionales asociadas a este fenómeno fundamentalmente cuando no se cuenta con los medios de protección individuales.

La afectación directa de este impacto produce lesiones en el oído interno destruyendo las células ciliadas del órgano de corti, dando lugar a la hipoacusia neurosensorial pura de percepción, con la disminución de los niveles de audición tanto por vía ósea como aérea, la cual además es una lesión irreversible y progresiva dependiendo especialmente de la intensidad y el tiempo de exposición.

Estas afectaciones producen efectos indirecto y negativos como el incremento de la presión sanguínea, la aceleración del ritmo cardiaco, la contracción de los capilares de la piel, el incremento del metabolismo, la lentitud de la digestión, las afectaciones al sueño y la disminución en la capacidad de trabajo físico y mental fundamentalmente.

3.6.3- Medidas para la protección del medio ambiente durante el secado del mineral

En la planta de preparación de mineral se expulsa a la atmósfera polvo de mineral proveniente de la limpieza de gases. A la chimenea de 140 m de altura y 6 m de diámetro se descargan los gases provenientes de los secadores, después de pasar por el sistema de purificación mecánico y electrostático (ciclones y electrofiltros). Los gases que se expulsan a la atmósfera contienen CO₂, SO₂, N₂, O₂, y vapor de agua, el contaminante principal es el polvo a razón de 40,55 a 74,4 g/seg. Para eliminar los problemas ambientales se proponen las siguientes medidas:

1. Construcción de transportadores de enlace entre recepción y trituración y la planta de secadero.
2. Techado y reparación de los electrofiltros según proyecto de mantenimiento.
3. Limpieza de los canales de drenaje.
4. Limpieza de la canalización fluvial.
5. Aprovechamiento de los gases calientes de horno a la cámara de combustión (mantenimiento del ducto de gases).
6. Instalación de un nuevo sistema de combustión para el secado de mineral (cámara Voltón).
7. Instalación para la dosificación y mezclado del petróleo en los alimentadores de los molinos.
8. Instalación de tarjetas de control automatizado en los electrofiltros, mejorando la eficiencia de estos.
9. Proyecto para el tratamiento de los residuales líquidos y restablecimiento del sistema por proyecto original.

3.7- Conclusiones del capítulo 3

- ✓ Quedo establecida la relación entre la los principales parámetros que rigen el comportamiento de los secadores, el rendimiento térmico, consumo de combustible, consumo específico de combustible y productividad específica. Todos tienen una fuerte dependencia del flujo y la humedad de entrada del mineral laterítico.
- ✓ En las condiciones actuales de operación, los secadores evaluados; 1, 2, 3 y 6 presentan; en el rendimiento térmico; valores promedios de 85,8; 85; 0,86; 86,2, respectivamente. Para la misma secuencia de análisis, los valores de consumo específico de combustible son 0,0255; 0,0265; 0,0260; 0,0258 t/t (toneladas de combustible por cada tonelada de mineral seco) y los de productividad específica están en el orden de los 37,992; 37,957; 38,550; 38,851 t/t (tonelada de mineral seco por cada tonelada de combustible) respectivamente.
- ✓ Los gastos promedios por concepto de consumo horario de combustible en el periodo analizado (30 días enero-febrero de 2012) ascendieron a 5102.574 USD/h para las condiciones actuales de explotación. Tomando como ejemplo el secador 1, el costo por consumo de combustible bruto fue de 796 977,792 USD/mes.
- ✓ En la planta se han adoptado varias medidas que contribuyen a mitigar las afectaciones ambientales provocadas por las emisiones continuas de polvo, ruido y gases producto de la combustión.

CONCLUSIONES GENERALES

- ✓ Se han desarrollado diversas investigaciones del proceso de secado del mineral laterítico bajo parámetros controlados a nivel mundial enfocados, fundamentalmente, a la modelación matemática de materiales con características diferentes al mineral laterítico. En el caso de Cuba aún es insuficiente el número de trabajo que se destinan al estudio y la integración de los principales parámetros de trabajo de los secadores en las condiciones de explotación actuales de las empresas cubanas productoras de níquel.
- ✓ El procedimiento de cálculo para la evaluación termoenergética del secado convencional del mineral laterítico incluye el balance de 8 corrientes energéticas basadas en las sustancias de trabajo fundamentales, aire, combustible, mineral laterítico y gases de hornos, y donde se incluyen el análisis de los respectivos flujos de componentes y las pérdidas por transferencia de calor. La ecuación 2.87 es la resultante de esta integración.
- ✓ Con la aplicación del método descrito en el capítulo 2 y realizando los análisis estadísticos correspondientes se definieron los límites de tolerancia superior e inferior para los diferentes parámetros de eficiencia para un nivel de confianza de 95 %. Los límites para el rendimiento térmico son: superior igual a 94,1 y 76,9 %; para el consumo específico de combustible son: 0,02934 y 0,02248 t/t (toneladas de combustible consumido por toneladas de mineral seco) y para la productividad son: 42,97174 y 33,70346 t/t (toneladas de mineral seco por toneladas de combustible consumido).
- ✓ El aumento del flujo de mineral húmedo y/o su humedad de entrada, en los secadores producen un aumento del consumo específico de combustible, debido a que se necesita generar mayores cantidades energéticas para la eliminación del agua. Este aumento favorece la aglomeración de mineral y la formación de los pelets, por lo que solamente se elimina la humedad superficial, por este motivo aumenta el consumo específico de petróleo y obliga a disminuir la cantidad de mineral alimentado al secador para obtener la humedad final deseada.



- ✓ Los gastos promedios por concepto de consumo horario de combustible en el periodo analizado (30 días enero-febrero de 2012) ascendieron a 5102.574 USD/h para las condiciones actuales de explotación. Tomando como ejemplo el secador 1, el costo por consumo de combustible bruto fue de 796 977,792 USD/mes. En el mismo secador se ahorran 123673.122 USD/mes con la utilización de la corriente energética generada por los gases provenientes de la planta hornos de reducción.



RECOMENDACIONES

- ✓ Continuar con el estudio de la temática en cuestión para garantizar una mejor identificación del proceso a partir de la utilización de sistemas de ecuaciones diferenciales.
- ✓ Dado que el valor actual de consumo específico de combustible es 0,025 t/t; poner a consideración de la dirección de la planta la sustitución de este por 0.026 t/t. valor obtenido mediante la aproximación de los resultados para las condiciones actuales de explotación.
- ✓ Realizar el mantenimiento a las superficies exteriores de los secadores y mejorar el aislamiento térmico con vista a disminuir las pérdidas por transferencia de calor al medio ambiente



BIBLIOGRAFÍAS

1. Agyei, G.; A. Hernández, A.; Rojas. *Caracterización de la mena níquelífera del yacimiento Punta Gorda mediante técnicas analíticas de difracción de Rayos-X y análisis térmico diferencial*. En: 3ra Convención cubana de ciencias de la Tierra. La Habana. 2009a.
2. Agyei, G.; A. Rojas, A.; Hernández. *Contribución a la mineralogía tecnológica de la mena níquelífera del yacimiento Punta Gorda*. En: 3ra Convención cubana de ciencias de la Tierra. La Habana. 2009b.
3. Aldana, E.; I. Ramírez; H. Alepuz. *Determinación de la carga y capacidad actuales de la instalación de secado de mineral de la empresa Ernesto Che Guevara*. *Tecnología Química*, 2004, 24(2): 90-96.
4. Almaguer, A. *Composición de las pulpas limoníticas de la planta Pedro Sotto Alba en el periodo de crisis de sedimentación*. *Minería y Geología*, 1996b, 13(1): 27-30.
5. Almaguer, A. *Petrología y corteza de intemperismo del yacimiento Vega Grande de Nicaro*. *Minería y Geología*, 1996a, 13(1): 9-12.
6. Assis, A.; T. V. Lira; V. Murata; S. Barrozo. *Concurrent drying of soybean seeds: the effect of the radial air profile*. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*. 2005, 22(02): 311 – 318.
7. Azman, G. *Diagnóstico térmico del proceso de secado en los tambores cilíndricos rotatorios de la empresa "Comandante Ernesto Che Guevara"*. Tesis de Ingeniería. ISMMM. 2008. 52 h.
8. Bachir, H. *Balance térmico y de masa del secador # 3 en la empresa "Comandante Ernesto Che Guevara"*. Proyecto de curso. ISMMM, Moa. 2001. 36p.
9. Baker, C.: *Cascading Rotary Dryers in Mujumdar, A.S.* (ed): advances in Drying, 2, Hemisphere Published Corporation., New York, 1997.
10. Berger, D.; T. Pei. *Drying of hygroscopic capillary porous solids, a theoretical approach*. *Journal Heat Mass Transfer*, 1973, 16: 293-302.



11. Boizán, M. *Macrocinética del secado de Bagazo*. Santiago de Cuba: Ediciones ISJAM, 1991. 145p.
12. Britton, P.; M. Sheehan; P. Schneider. *A physical description of solids transport in flighted rotary dryers*. *Powder Technology*, 2006, 165 (1): 153-160.
13. Buckingham, E. *Studies on the movement of soil moisture*. US Dep. Agr. Bull, 38, 1907.
14. Castaño, F. *Aportaciones al modelado y control de secaderos rotatorios*. Tesis Doctoral. Universidad de Sevilla. España. 2003. 280 h.
15. Castaño, F.; R. Rubio; M. Ortega. *Modelado de secaderos rotatorios en isocorriente*. *Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial*. 2009, 6(4): 32-43.
16. De Miguel, C. *Cálculos del drenaje y efecto económico en yacimientos hierro-cobalto-niquelíferos en lateritas con ejemplo del yacimiento Punta Gorda en Moa, Cuba*. En: Memorias del III Congreso Cubano de Minería. La Habana. 2009.
17. De Miguel, C. *Influencia de procesos hidrogeológicos en la formación y posterior enriquecimiento mineral de yacimientos cobalto-niquelíferos en lateritas*. En: Memorias del II Congreso Cubano de Minería. La Habana. 2007.
18. De Miguel, C. *Informe conclusivo de las investigaciones hidrogeológicas e ingeniero geológicas del yacimiento Punta Gorda*. Moa: ISMMM, 2004, 38 p.
19. Deich, V.G.; Stalskii, V.V. *Optimum Control of Drying Processes in a Rotary Drum Dryer* Theor. Found. Chem Engng., 9(1) (85-90), 1975.
20. Domínguez, Y. *Evaluación del proceso de secado del Carbón Antracita en el Centro de Investigaciones Siderúrgicas de Nicaro.* Tesis de Maestría. ISMMM. 2011. 71h.
21. Douglas P.L.; Kwade, A.; Lee, P.L., Mallick, S.K. *Simulation of a Rotary Dryer for Sugar Crystalline*. *Drying Technology*, 11(1):129-155, 1992.



22. Duchesne, C.; Thibault, L.; Bazin, C. *Modelling and Dynamic Simulation of an Industrial Rotary Dryer*. Dev. Chem. Eng. Mineral Process, 5(3/4):155-182, 1997.
23. Eich-Soellner, E., Lony, P. B., Kroner, A.: *Stationary and Dynamic Flowsheeting in the Chemical Engineering Industry*. Industrial Mathematics Institute Johannes Kepler Universitat. Vol. 7, Nro. 1, 1997.
24. Faires, V. (1994): *Termodinámica*. La Habana: Edición Revolucionaria, 1991. 807p.
25. Ferguson, W.; J. Turner. *A comparison of the finite element and control volume numerical solution techniques applied to timber drying problems below the boiling point*. Int. J. Num. Methods Eng. 38: 451-467. 1995.
26. Fernandes, N.; H. Ataíde; S. Barrozo. *Modeling and experimental study of hydrodynamic and drying characteristics of an industrial rotary dryer*. Brazilian Journal of Chemical Engineering. 2009, 26(02): 331 – 341.
27. Filonenko, G. *Secado de semillas de tomate*. Conferencia nacional de secado- Sección de energética. Editorial Profizdat, Moscú, 1958.
28. Fitt, A. D. : *Mixed Systems of Conservation Laws in Industrial Mathematical Modelling*. Industrial Mathematics Institute Johannes Kepler Universitat. Vol. 6, Nro. 1, 1996.
29. Franzen, K.; H. Liang; B. Litchfield; M. Okos. *Design and Control of Energy Efficient Drying Processes with Specific Reference to Foods*. Vol. 1 Literature Review DOE/ID/12608-2, 1987.
30. Fulford, G. *A survey of recent soviet research on the drying of solids*. Can. J Chem. Eng. 47: 378-491. 1969.
31. Guzmán, D. *Modelación, simulación y control del tanque de contacto y los enfriadores de licor en el proceso de lixiviación carbonato amoniacal*. Tesis doctoral. ISMMM, Moa, 2001. 124p.
32. Hall, C. *Drying technology An International Journal*. New York, 1983.
33. Henry P. *Difusión in absorbing media*. Proc. R. Soc. London, 1939, 171a: 215-241.



34. Hernández, F. *Metrología Dimensional*. Editorial ISPJAE. Ciudad Habana. 1986. 507p
35. Hernández, J.; P. Quinto. *Aplicación del modelo de Kowalski al secado de Madera de Abeto*. En: VII Congreso Nacional de Ingeniería Electromecánica y de Sistemas. México DF. Noviembre, 2003a.
36. Hernández, J.; P. Quinto. *Secado de medios porosos: una revisión a las teorías actualmente en uso*. *Científica*, 2005, 9(2): 63-71.
37. Huang, C. *Multi-Phase moisture transfer in porous media subjected to temperature gradient*. *Int. J. Heat Mass Transfer* 22: 295-307. 1979.
38. Iglesias, M. *Termotecnia. Principios de Termodinámica*. La Habana: Editorial Pueblo y Educación, 1990. 2 t.
39. Incropera, F.; D. De Witt. *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*. La Habana: Editorial Pueblo y Educación, 2003. 3 t.
40. Informe económico anual de la empresa Comandante Ernesto Che Guevara. Moa, 2006.
41. Kallel, F.; N. Galanis; B. Perrin; R. Javelas. *Effects of Moisture on temperature during drying of consolidated porous materials*. *J. Heat Transfer, ASME Trans*, 1993.
42. Kasatkin, A. *Operaciones básicas y aparatos en la tecnología química*. La Habana: Editorial Pueblo y Educación, 1987. 2 t.
43. Keey, R. *Theoretical Foundations of Drying Technology. Advances in Drying*, Vol. 1. Hemisphere publishing Corporation. 1980.
44. Knoule, F. *El secado*. Bilbao. Ediciones Urno. 1968. /pág 50-150.
45. Kowalski, S.; C. Strumillo. *Moisture transport, thermodynamics, and boundary conditions in porous materials in presence of mechanical stresses*. *Chemical Engineering Science*, 1997, 52(7): 1141-1150.
46. Kowalski, S.; C. Strumillo. *Thermomechanical approach to shrinking and cracking phenomena in drying*. *Drying technology*, 2001, 19(5): 731-765.



47. Krischer, O. *Die wissenschaftlichen grundlagen der trocknungstechnik*. Chap. IX, Springer Berlin, 1963.
48. Krisher, O. *Fundamentos científicos de la técnica del secado*. Editorial Izdatinlit. Moscú, 1961.
49. Kuroshkina, M. *La fluidización en la industria química* Editorial XIMIA. Leningrado, 1972.
50. Laborde, R. *Modelación y simulación del proceso de molienda del mineral laterítico, con composición sustancial variable*. Tesis Doctoral. ISMMM, 2005. 120h.
51. Langrish, T. A. G., et al. (1988): *An Investigation into Heat Transfer in Cascading Rotary Dryers*, J. Separ. Proc. Technol. 9: 15 – 20.
52. Lewis, W. *The rate of drying of solids materials*. J. Ind. Eng. Chem, 1921. 13(1): 427-432.
53. Likov A. *Application of irreversible thermodynamic methods to investigation of heat and mass transfer*. Journal of Heat and Mass Transfer, 1966, 9(1): 139-152.
54. Likov, A. *Fenómenos del transporte en cuerpos capilaroporosos*. Editorial gostejizdat. Moscu, 1954.
55. Lobato, F.; V. Steffen; E. Arruda; M. Barrozo. *Estimation of drying parameters in the rotary dryers using differencial evolution*. In: *6ta International conference on inverse problems in engineering: theory and practice*, 2008, 135: 12063.
56. Manual de operaciones de la planta Preparación de mineral de la empresa "Comandante Ernesto Che Guevara", 2011. 219 p.
57. Mijeeva, I.; M. Mijeev. *Fundamentos de termotransferencia*. Santiago de Cuba: ENPES, 1991. 376 p.
58. Miller R., J. Freun, R. Jonson. *Probabilidad y Estadística Para Ingeniero*. Editorial Félix Varela. La Habana Cuba 2005. 407p.
59. Montero, I. *Modelado y construcción de un secadero solar híbrido para residuos biomásicos*. Tesis Doctoral. Badajoz, 2005. 262h.



60. Mora, E. *Establecimiento de las normas de consume de combustible mediante un balance térmico y de masa de la planta de preparación de mineral*. Trabajo de Diploma. ISMMM, Moa. 1999. 41p.
61. Moya, Y. *Determinación de las pérdidas de calor en los secaderos convencionales de la empresa "Comandante Ernesto Che Guevara"*. Tesis de Ingeniería. ISMMM. 2008. 75 h.
62. Muregesan, K.; N. Seetharamu. *A one dimensional analysis of convective drying of porous materials*. Heat and Mass Transfer 32: 81-88. Springer – Velag .1996.
63. Myklestad, O. *Theory in the Design of Dryers*. Chem Eng Progress Symp Series, 59):138-144, 1963b.
64. Novoa, R.; M. Boizán. *Secado de Zeolita a escala de laboratorio (II)*. Revista Tecnología Química. Santiago de Cuba, No.1: 37-32, 1995.
65. Oliveira, S.; C. Partiti; J. Enzweiler. *Ocherous laterite: a nickel ore from Punta Gorda, Cuba*. Journal of South American Earth Sciences, 2001, 1(14): 307-317.
66. Page, N.; D. Bisset; G. Daly; E. Kisi. *Ore cooler evaluation. A report for Prior Industries Asutralia Pty. Ltd. The University of Newcastle research associates limited*. Department of Mechanical Engineering at the University of Newcastle, Autralia, 1998. 17p.
67. Papadakis, S.: *Scale-up of cascading rotatory dryers*. Drying Technology, 12: 259–279, 1997.
68. Peishi, C.; D. Pei. *A Mathematical model of drying processes*. Int.J.Heat Mass Transfer 32(2): 297-310. 1989.
69. Perrin, B.; Javelas, D. *Transferts couples de chaleur et de masse dans les materiaux consolides utilises en Genie Civil*. Int. J.Heat Mass Transfer 30: 297-309. 1987.
70. Perry, J. *Chemical Engineering Handbook*. 6^{ta} Edición. Mc Graw Hill, New York, 1985.
71. Philip, J.; A. De Vries. *Moisture movement in porous materials under temperature gradients*. Trans. Am. Geophys Union, 1957, 38(2): 222-232.



72. Plumb, O.; G. Spolek; B. Olmstead. *Heat and Mass Transfer in Wood during drying*. Int.J. Heat Mass Transfer 28(9): 169-178.1985.
73. Proenza, J.; J. Melgrejo; F. Gervilla. *Comments on the paper "Ocherous laterite: a nickel ore from Punta Gorda, Cuba". Journal of South American Sciences*, 2003, 16(03): 199-202.
74. Quintana, R. Conferencia sobre la industria cubana del níquel. II Seminario de Perfeccionamiento de Cuadros, ISMMM, Octubre 1999.
75. Rafiee, S.; A. Jafari; M. Kashaninejad. *Experimental and numerical investigations of moisture diffusion in pistachio nuts during drying with high temperature and low relative humidity*. International Journal of Agriculture and Biology, 2007, 9(3): 412-425.
76. Rafiee, S.; A. Keyhani; A. Mohammadi. *Soybean seeds mass transfer simulation during drying using Finite Element Method*. World Applied Sciences, 2008, 4(2): 284-288.
77. Reay, D. *Moisture Control in Rotary Dryer*. Chem Eng: 501-506, 1979.
78. Retirado, Y. *Comportamiento de la humedad durante el secado solar del mineral laterítico*. Tesis de Maestría. ISMMM. 2007. 71h.
79. Rezchikov, V.; A. Guinsburg. *Secado de productos alimenticios en cama fluidizante*. Editorial Pischevaya Promyshlennost, Moscú, 1966.
80. Rojas, A. *Principales fases minerales portadores de níquel en los horizontes lateríticos*. Tesis doctoral. ISMMM. 1995. 75h.
81. Rojas, A.; G. Orozco; O. Vera, A. Alderí. *Caracterización mineralógica de los perfiles lateríticos del yacimiento Punta Gorda*. La Habana. En: I Convención Cubana de Ciencias de la Tierra, 2005a.
82. Rojas, A.; G. Orozco; O. Vera. *Caracterización mineralógica y geoquímica de las fases minerales de Mn portadoras de Co en perfiles lateríticos del yacimiento Punta Gorda*. En: 1ra Convención Cubana de Ciencias de la Tierra. La Habana. 2005b.



83. Savaresi, S.; R. Bitmead; R. Peirce. *On Modelling and Control of Rotary Sugar Dryer. Control Practice*, 2005, 9(1): 249-266. Consultado: 30 de septiembre de 2012. Disponible en: http://oodgeroo.ucsd.edu/~bob/docs/p69_sergio_cep.pdf.
84. Sazhin, B. *Fundamentos de la técnica del secado*. Editorial XIMIA, 1984.
85. Seckler, M.M.; Brasil, G.C. *A Model for de Rotary Drying of Granular Fertilizers*. ". Proceeding 6th International Drying Symposium: 247- 256, 1988.
86. Sharples, K.; Glikin, P.G.; Warne, R. Computer Simulation of Rotary Dryers. *Trans. Instn, Chem. Eng*, 42:255-284, 1964.
87. Sheehan, M.; P. Britton; P. Schneider. *A model for solids transport in flighted rotary dryers based on physical considerations. Chemical engineering science*, 2005, 135: 4171-4182.
88. Strumillo, C. *Fundamentos de la teoría y práctica del secado*. Editorial W.N.T. Varsovia, 1975.
89. Strumillo, C.; P. Jones; Z. Romuald. *Energy Aspects of Drying*. In: Mujumdar AS, ed. *Handbook of Industrial Drying*, 2nd ed. New York, Marcel Dekker, 1995.
90. Thomas, H; K. Morgan; R. Lewis. *A Fully nonlinear analysis of heat and mass transfer problems in porous bodies*. *Int. J. Num. Methods Eng*.15: 381-393.1980.
91. Thorpe, G.R. *The Mathematical Modelling of Dryers*. Ph.D.Thesis, University of Nottingham, 1972.
92. Tiwari, G. *Solar Energy. Fundamentals, Design, Modelling and Applications*. Alpha Science International, India, 2002.
93. Tiwari, G.; B. Sarkar. *Experimental study of greenhouse Prawn drying under natural convection*. *Agricultural Engineering International*, 2006, 8(16): 1-9.
94. Torres, E. *Investigación del arrastre de partículas en los gases durante el secado del mineral en tambores cilíndricos rotatorios*. Tesis de Maestría. ISMMM. 1999. 81h.
95. Torres, E.; R. Galano; E. Fernández; A. García. *Comportamiento del arrastre de partículas en los gases durante el secado del mineral laterítico en tambores*



- cilíndricos rotatorios. Minería y Geología*. 2000, 17(2): 73-77. Consultado: 3 de noviembre de 2008. Disponible en: www.ismm.edu.cu/revistamg.
96. Torres, E.; R. Galano; E. Guzmán. *Influencia del régimen de temperatura en el secado del mineral laterítico. Minería y Geología*, 2003, 1(2): 119-123. Consultado: 3 de noviembre de 2008. Disponible en: www.ismm.edu.cu/revistamg.
97. Torres, T.; A. Fonseca. *Análisis térmico de un secador solar de tambor rotatorio para granos*. Tesis de maestría. Santiago de Cuba, 2001.
98. Vinardell, J. *Implementación del secado solar natural de las menas lateríticas en las empresas niquelíferas cubanas*. Tesis de Maestría. ISMMM. 2011. 63 h.
99. Whitaker, S. *Simultaneous heat, mass and momentum transfer and theory of drying. Heat Transfer*, 1977, 13 (2): 119-203.
100. Whitaker, S.; W. Chou. *Drying granular porous media. Drying Technology*, 1983, 1(1): 3-33.
101. Wu, B.; W. Yang; C. Jia. *A three-dimensional numerical simulation of transient heat and mass transfer inside a single rice kernel during the drying process. Biosystems Engineering*, 2004, 87 (2): 191-200.
102. Yang, W.; C. Jia; T. Siebenmorgen. *Intra-kernel moisture responses of rice to drying and tempering treatments by finite element. Transactions of the ASAE*, 2002, 45(4): 1037-1044.

**Anexo 1**

**MINISTERIO DE LA INDUSTRIA BASICA
EMPRESA: COMANDANTE ERNESTO CHE GUEVARA
REPORTE ANALITICO: LABORATORIO QUIMICO**



068-R-1/PO-29

Producto: Petróleo **Clase:** Fuel-Oil.
Entrada de la Muestra al Laboratorio: 21/02/2012
Emisión de los Resultados: 22/02/2012
Lugar de almacenaje del producto: Base de Recepción y Suministro.
Nombre del Barco: TK - 3

Índice	Unidad	Método Analítico	Especificación Contratada	Resultado Laboratorio Químico ECG
Visc a 50 °C	CSTOK	D-445	450 máx.	419.76
Visc a 80 °C	CSTOK	-	69 máx.	90.90
Densidad API	-	D-1298	10.5 min.	14.3
Punto de Inflamación	°C	D-93	65 min.	160.0
Carbón Conradson	%	D-189	17 máx.	10.40
Cenizas	%	D-382	0.10 máx.	0.07
Agua	%	D-95	1 máx.	0.00
Azufre	%	D-129	3.5 máx.	2.10
Temperatura de Fluidez Crítico	°C	D-97	18 máx.	----
Impurezas mecánicas	%	D-473	0.15 máx.	0.03
Asfáltenos	%	D-1548	13 máx.	6.72
Valor Calórico	KCal/Kg	D-4698	9600 min	10558.18
Sodio	PPM	D-1218	60 máx.	----
Vanadio	PPM	D-1548	400 máx.	----
Densidad	g/cm ³	-	0.9846 máx.	0.9699

Observaciones:

Ing. Nohelvis Garbey
Esp. Princ. Grupo SGC.

Lic. Elba González
J. Grupo. Anal. Esp.

Analista

Ing. Beatriz Toirac R
J. Laboratorio Central

Ing. Yodelkis Delgado Drubey

**Anexo 2**

Tabla 2. Principales datos para el secador 2

Día	HR (h)	We (%)	Ws (%)	Fmh (t/h)	Fcs (t/h)	To (°C)	Fc (kg/h)	Tgh (°C)	Tcs (°C)	Tgpc (°C)	T0 (°C)
1	23.66	35,89	3,95	115,19	84,77	114	2.2478e3	267,00	68.08	93	35,12
2	22.75	36,1	4,2	123,55	90,78	113,4	2.3374e3	256,50	67.69	86	34,29
3	23.41	36,4	4,15	122,25	89,63	112,5	2.3058e3	273,00	61	87	36,28
4	17.82	36,64	4,4	130,62	95,6	110	2.3233e3	267,50	51.31	86.5	36,98
5	11.83	36,6	4,1	115,56	84,6	115	2.3365e3	250,50	68.05	104	36,00
6	23.66	36,75	3,95	114,87	84	111	2.2241e3	261,00	65.68	91	35,68
7	21.74	36,95	4,25	125,99	92	109,5	2.4043e3	269,50	62.07	91.5	34,38
8	23.75	36,9	4,1	121,02	88,4	109,5	2.2269e3	259,00	68.06	90	35,88
9	20.32	36,19	4,1	120,43	88,43	110	2.4936e3	259,00	64.6	89.5	34,45
10	21.4	36.39	4.35	129.02	94.6	109	2.6218e3	260,00	29.75	90.5	37.92
11	11.91	35.85	3.95	115.20	84.8	115	2.3704e3	250,00	67.93	112	36.97
12	22.08	35,73	4,05	118,89	87,6	115	2.3259e3	259,00	67.9	86.5	36,16
13	22.75	35,76	4,05	118,38	87,2	114	2.3214e3	227,00	69.32	93	36,27
14	23.83	35,51	4,15	121,41	89,6	115,5	2.2638e3	241,50	68.11	97	36,62
15	23.66	36,31	4	117,22	86	115,5	2.3379e3	251,50	67.77	86.5	36,49
16	24	36,3	4,35	128,12	94	116	2.1839e3	245,00	66.25	92.5	37,11
17	15	36,1	4,2	123,57	90,8	117	2.8821e3	254,00	64.1	90	39,28
18											
19											
20											
21											
22	7.33	36,47	3,7	121,18	88,8	108	2.969e3	237,00	68.12	88	34,89
23	22.83	38,77	4	119,34	86	108	2.2674e3	246,00	65.02	91.5	36,44
24	23.86	37,98	4,25	126,94	92	107	2.2173e3	201,00	70.01	87	35,84
25	23.03	36,37	4,2	122,73	90	102,5	2.2323e3	226,50	70.01	87.5	36,77
26	20.66	36,4	4,4	130,39	95,6	104	2.4359e3	220,00	64.94	98.5	33,77
27	23	20,2	4	103,73	86,3	105,6	2.316e3	208,00	68.12	88	37,59
28	23.5	36,12	4,1	120,33	88,4	108,7	2.2828e3	211,50	70.01	87.5	34,81
29	24	36,05	4,15	121,90	89,6	117,6	2.2716e3	218,50	64.94	89.5	35,59
30	22.25	36,76	3,95	115,15	84,2	119,7	2.3045e3	231,00	68.34	99	37,53



Tabla 3. Principales datos para el secador 3

Día	HR (h)	We (%)	Ws (%)	Fmh (t/h)	Fcs (t/h)	To (°C)	Fc (kg/h)	Tgh (°C)	Tcs (°C)	Tgpc (°C)	T0 (°C)
1	23	35.89	3.95	115.194	84.77	114	2.2357e3	267,00	68.097	95	35.12
2	23.32	36.1	4.2	123.552	90.78	113.4	2.2753e3	256,50	67.832	87.5	34.29
3	23.07	36.4	4.15	122.255	89.63	112.5	2.3429e3	273,00	67.111	93.5	36.28
4	23.16	36.64	4.4	130.628	95.6	110	2.3182e3	267,50	64.345	98	36.98
5	18.16	36.6	4.1	115.564	84.6	115	2.3373e3	250,50	67.969	98	36
6	17.25	36.75	3.95	114.87	84	111	2.337e3	261,00	67.667	92	35.68
7	22.66	36.95	4.25	125.994	92	109.5	2.3282e3	269,50	67.319	98	34.38
8	23.83	36.9	4.1	121.02	88.4	109.5	2.2684e3	259,00	68.066	91	35.88
9	22.99	36.19	4.1	120.433	88.43	110	2.328e3	259,00	66.659	90	34.45
10	22.24	36.39	4.35	129.025	94.6	109	2.3267e3	260,00	65.352	84	37.92
11	23.83	35.85	3.95	115.201	84.8	115	2.1736e3	250,00	68	89	36.97
12	23.07	35.73	4.05	118.899	87.6	115	2.3066e3	259,00	67.997	89	36.16
13	22.66	35.76	4.05	118.383	87.2	114	2.3716e3	227,00	69.707	103	36.27
14	23.83	35.51	4.15	121.417	89.6	115.5	2.2502e3	241,50	68.116	104	36.62
15	23.83	36.31	4	117.227	86	115.5	2.247e3	251,50	68.027	92	36.49
16	22.66	36.3	4.35	128.122	94	116	2.2551e3	245,00	65.033	86	37.11
17	21.57	36.1	4.2	123.579	90.8	117	2.5473e3	254,00	66.133	91	39.28
18	22.5	35.57	4.3	127.165	93.8	112	2.3037e3	229,50	68.147	90.5	34.58
19	23.41	35.96	3.95	114.614	84.3	106.5	2.3055e3	224,00	69.192	88	35.47
20	23.16	35.73	3.85	111.842	82.4	112.5	2.3617e3	228,00	68.117	89.5	33.69
21	23.16	36.65	3.25	106.587	78	109	2.3463e3	238,50	68.117	102.5	36.09
22	22.5	36.47	3.7	121.185	88.8	108	2.3998e3	237,00	68.115	87.5	34.89
23	23	38.77	4	119.342	86	108	2.2482e3	246,00	65.017	91	36.44
24	23.16	37.98	4.25	126.942	92	107	2.2954e3	201,00	70.01	92	35.84
25	21.33	36.37	4.2	122.733	90	102.5	2.3064e3	226,50	70.01	93	36.77
26	6.49	36.4	4.4	130.398	95.6	104	2.285e3	220,00	69.709	89	33.77
27	21.25	35.3	4	116.764	86.3	105.6	2.2963e3	208,00	70.01	102	37.59
28	19.33	36.12	4.1	120.33	88.4	108.7	2.3144e3	211,50	70.01	91.5	34.81
29	23.75	36.05	4.15	121.901	89.6	117.6	2.279e3	218,50	70.01	91.5	35.59
30	23.58	36.76	3.95	115.152	84.2	119.7	2.2258e3	231,00	68.232	92	37.53



Tabla 4. Principales datos para el secador 6

Día	HR (h)	We (%)	Ws (%)	Fmh (t/h)	Fcs (t/h)	To (°C)	Fc (kg/h)	Tgh (°C)	Tcs (°C)	Tgpc (°C)	T0 (°C)
1	23.66	35.89	3.95	115.194	84.77	114	2.2803e3	267,00	68.08	100.81	35.12
2	22.99	36.1	4.2	123.552	90.78	113.4	2.2709e3	256,50	67.89	100.74	34.29
3	22.75	36.4	4.15	122.255	89.63	112.5	2.3172e3	273,00	66.84	104.53	36.28
4	22.99	36.64	4.4	130.628	95.6	110	2.2385e3	267,50	59.94	99.36	36.98
5	23.66	36.6	4.1	115.564	84.6	115	2.2441e3	250,50	67.79	99.79	36
6	21.91	36.75	3.95	114.87	84	111	2.3229e3	261,00	67.93	88.83	35.68
7	18.91	36.95	4.25	125.994	92	109.5	2.4243e3	269,50	66.98	106.54	34.38
8	23.16	36.9	4.1	121.02	88.4	109.5	2.2406e3	259,00	68.03	90.96	35.88
9	22.25	36.19	4.1	120.433	88.43	110	2.0455e3	259,00	67.33	94.42	34.45
10	22.91	36.39	4.35	129.025	94.6	109	2.2632e3	260,00	68.13	99.47	37.92
11	23.24	35.85	3.95	115.201	84.8	115	2.28e3	250,00	67.1	99.54	36.97
12	23.49	35.73	4.05	118.899	87.6	115	2.3132e3	259,00	68	96.4	36.16
13	21.25	35.76	4.05	118.383	87.2	114	2.2453e3	227,00	69.09	97.18	36.27
14	23.58	35.51	4.15	121.417	89.6	115.5	2.257e3	241,50	68.11	91.14	36.62
15	23.49	36.31	4	117.227	86	115.5	2.2156e3	251,50	67.96	102.29	36.49
16	22.25	36.3	4.35	128.122	94	116	2.548e3	245,00	67.12	90.19	37.11
17	22.33	36.1	4.2	123.579	90.8	117	2.3084e3	254,00	68.09	93.59	39.28
18	23.66	35.57	4.3	127.165	93.8	112	2.2534e3	229,50	68.31	93.92	34.58
19	23.41	35.96	3.95	114.614	84.3	106.5	2.3238e3	224,00	69.12	98.69	35.47
20	23.49	35.73	3.85	111.842	82.4	112.5	2.3472e3	228,00	68.12	92.1	33.69
21	22.24	36.65	3.25	106.587	78	109	2.375e3	238,50	68.12	99.77	36.09
22	22.99	36.47	3.7	121.185	88.8	108	2.401e3	237,00	68.12	93.47	34.89
23	23.91	38.77	4	119.342	86	108	2.2642e3	246,00	65.02	99.32	36.44
24	23.16	37.98	4.25	126.942	92	107	2.2708e3	201,00	70.01	95.23	35.84
25	23.75	36.37	4.2	122.733	90	102.5	2.2391e3	226,50	68.13	94.45	36.77
26	21.49	36.4	4.4	130.398	95.6	104	2.3239e3	220,00	67.1	94.29	33.77
27	20.66	35.3	4	116.764	86.3	105.6	2.4431e3	208,00	68	95.36	37.59
28	23.5	36.12	4.1	120.33	88.4	108.7	2.2762e3	211,50	70.01	102.1	34.81
29	24	36.05	4.15	121.901	89.6	117.6	2.2487e3	218,50	70.01	96.96	35.59
30	23.16	36.76	3.95	115.152	84.2	119.7	2.2683e3	231,00	68.29	94.77	37.53

Anexo 2

Tabla 5. Principales resultados estadísticos para el secador 1

	We	Ws	Fmh	Fcs	To
Media	33.4386667	3.80333333	111.9687	82.427	103.971667
Error típico	1.74923436	0.19302393	5.67089938	4.15380635	5.21529839
Mediana	36.245	4.1	120.3815	88.4	110.5
Moda	36.1	3.95	0	95.6	114
Desviación estándar	9.58095119	1.05723561	31.06079512	22.7513344	28.5653657
Varianza de la muestra	91.7946257	1.11774713	964.7729933	517.623215	815.980118
Curtosis	9.4202913	10.896807	11.01450601	11.3014494	11.5694267
Coefficiente de asimetría	-3.20378361	-3.40257792	-3.415534442	-3.47208114	-3.52766322
Rango	38.77	4.4	130.628	95.6	119.75
Mínimo	0	0	0	0	0
Máximo	38.77	4.4	130.628	95.6	119.75
Suma	1003.16	114.1	3359.061	2472.81	3119.15
Cuenta	30	30	30	30	30
Nivel de confianza(95.0%)	3.57758597	0.39477826	11.59829151	8.49548787	10.6664829

Continuación tabla 5.

	Fc	Tgh	Tcs	$Tgpc$	To
Media	2201.65908	225.35	63.5437667	90.5166667	33.4676696
Error típico	111.987912	11.7285914	3.17992807	4.587745	1.67582177
Mediana	2295.37754	240	68.833	96.75	35.8596906
Moda	0	259	0	100	0
Desviación estándar	613.383054	64.2401408	17.4171834	25.1281143	9.17885383
Varianza de la muestra	376238.771	4126.79569	303.358277	631.422126	84.2513577
Curtosis	10.805697	9.56934069	11.7041638	10.9873998	11.6743309
Coefficiente de asimetría	-3.34397704	-3.10739975	-3.55995267	-3.39569201	-3.54778962
Rango	2770.34976	273	70.01	110	39.275528
Mínimo	0	0	0	0	0
Máximo	2770.34976	273	70.01	110	39.275528
Suma	66049.7724	6760.5	1906.313	2715.5	1004.03009
Cuenta	30	30	30	30	30
Nivel de confianza(95.0%)	229.040997	23.9876628	6.50368316	9.38299207	3.42744035

**Anexo 3**

Principales resultados para el secador 2

Dí a	Secador 2									
	η_{sec}	F_c ($10^3 \cdot \text{kg/h}$)	F_{teor} ($10^3 \cdot \text{kg/h}$)	Q_1 (kJ/h)	Q_4 ($10^6 \cdot \text{kJ/h}$)	Q_3 (kJ/h)	Q_{3va} (kJ/h)	I_{cb} (t/t)	I_{cde} (t/t)	I_c (t/t)
1	0,81	2,25	2,17	$9,98 \cdot 10^7$	3,16	$9,91 \cdot 10^7$	$9,44 \cdot 10^7$	0,0265	0,0256	37,713
2	0,83	2,34	2,25	$1,04 \cdot 10^8$	3,46	$1,05 \cdot 10^8$	$1,00 \cdot 10^8$	0,0257	0,0248	38,839
3	0,84	2,31	2,22	$1,02 \cdot 10^8$	2,52	$1,05 \cdot 10^8$	$1,00 \cdot 10^8$	0,0257	0,0248	38,871
4	0,89	2,32	2,24	$1,03 \cdot 10^8$	1,57	$1,12 \cdot 10^8$	$1,07 \cdot 10^8$	0,0243	0,0234	41,148
5	0,81	2,34	2,25	$1,04 \cdot 10^8$	3,08	$1,03 \cdot 10^8$	$9,81 \cdot 10^7$	0,0276	0,0266	36,208
6	0,83	2,22	2,15	$9,87 \cdot 10^7$	2,85	$1,01 \cdot 10^8$	$9,63 \cdot 10^7$	0,0265	0,0255	37,769
7	0,86	2,40	2,32	$1,07 \cdot 10^8$	2,91	$1,11 \cdot 10^8$	$1,06 \cdot 10^8$	0,0261	0,0252	38,265
8	0,88	2,23	2,15	$9,88 \cdot 10^7$	3,23	$1,06 \cdot 10^8$	$1,01 \cdot 10^8$	0,0252	0,0243	39,697
9	0,78	2,49	2,41	$1,11 \cdot 10^8$	3,03	$1,04 \cdot 10^8$	$9,88 \cdot 10^7$	0,0282	0,0272	35,463
10	0,79	2,62	2,53	$1,16 \cdot 10^8$	3,45	$1,10 \cdot 10^8$	$1,05 \cdot 10^8$	0,0277	0,0267	36,082
11	0,8	2,37	2,29	$1,05 \cdot 10^8$	2,97	$1,02 \cdot 10^8$	$9,71 \cdot 10^7$	0,028	0,027	35,774
12	0,80	2,33	2,24	$1,03 \cdot 10^8$	3,15	$1,00 \cdot 10^8$	$9,55 \cdot 10^7$	0,0266	0,0256	37,662
13	0,80	2,32	2,24	$1,03 \cdot 10^8$	3,27	$1,01 \cdot 10^8$	$9,62 \cdot 10^7$	0,0266	0,0257	37,564
14	0,84	2,26	2,18	$1,00 \cdot 10^8$	3,21	$1,03 \cdot 10^8$	$9,83 \cdot 10^7$	0,0253	0,0244	39,58
15	0,80	2,34	2,26	$1,04 \cdot 10^8$	3,04	$1,01 \cdot 10^8$	$9,60 \cdot 10^7$	0,0272	0,0262	36,784
16	0,92	2,18	2,11	$9,69 \cdot 10^7$	3,14	$1,10 \cdot 10^8$	$1,05 \cdot 10^8$	0,0232	0,0224	43,042
17	0,69	2,88	2,78	$1,28 \cdot 10^8$	2,57	$1,05 \cdot 10^8$	$1,00 \cdot 10^8$	0,0317	0,0306	31,505
18	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
19	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
20	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
21	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
22	0,68	2,97	2,86	$1,32 \cdot 10^8$	3,30	$1,06 \cdot 10^8$	$1,01 \cdot 10^8$	0,0334	0,0322	29,909
23	0,90	2,27	2,19	$1,01 \cdot 10^8$	2,78	$1,11 \cdot 10^8$	$1,06 \cdot 10^8$	0,0264	0,0254	37,929
24	0,95	2,22	2,14	$9,84 \cdot 10^7$	3,59	$1,14 \cdot 10^8$	$1,09 \cdot 10^8$	0,0241	0,0232	41,491
25	0,87	2,23	2,15	$9,90 \cdot 10^7$	3,41	$1,05 \cdot 10^8$	$1,00 \cdot 10^8$	0,0248	0,0239	40,317
26	0,87	2,44	2,35	$1,08 \cdot 10^8$	3,42	$1,14 \cdot 10^8$	$1,09 \cdot 10^8$	0,0255	0,0246	39,247
27	0,81	2,32	2,23	$1,03 \cdot 10^8$	2,98	$1,01 \cdot 10^8$	$9,67 \cdot 10^7$	0,0268	0,0259	37,263
28	0,83	2,28	2,20	$1,01 \cdot 10^8$	3,53	$1,03 \cdot 10^8$	$9,81 \cdot 10^7$	0,0258	0,0249	38,725
29	0,84	2,27	2,19	$1,01 \cdot 10^8$	2,99	$1,04 \cdot 10^8$	$9,93 \cdot 10^7$	0,0254	0,0245	39,443
30	0,82	2,30	2,22	$1,02 \cdot 10^8$	2,93	$1,02 \cdot 10^8$	$9,76 \cdot 10^7$	0,0274	0,0264	36,537



Principales resultados para el secador 3

	Secador 3									
Día	η_{sec}	F_c ($10^3 \cdot \text{kg/h}$)	F_{teor} ($10^3 \cdot \text{kg/h}$)	Q_1 (kJ/h)	Q_4 ($10^6 \cdot \text{kJ/h}$)	Q_3 (kJ/h)	Q_{3va} (kJ/h)	I_{cb} (t/t)	I_{cde} (t/t)	I_c (t/t)
1	0,82	2,24	2,16	$9,92 \cdot 10^7$	3,16	$9,94 \cdot 10^7$	$9,48 \cdot 10^7$	0,0264	0,0254	37,916
2	0,86	2,28	2,19	$1,01 \cdot 10^8$	3,47	$1,05 \cdot 10^8$	$1,01 \cdot 10^8$	0,0251	0,0242	39,899
3	0,84	2,34	2,26	$1,04 \cdot 10^8$	3,15	$1,06 \cdot 10^8$	$1,01 \cdot 10^8$	0,0261	0,0252	38,256
4	0,92	2,32	2,24	$1,03 \cdot 10^8$	3,01	$1,14 \cdot 10^8$	$1,09 \cdot 10^8$	0,0242	0,0234	41,239
5	0,81	2,34	2,25	$1,04 \cdot 10^8$	3,07	$1,02 \cdot 10^8$	$9,72 \cdot 10^7$	0,0276	0,0266	36,196
6	0,81	2,34	2,25	$1,04 \cdot 10^8$	3,04	$1,01 \cdot 10^8$	$9,64 \cdot 10^7$	0,0278	0,0268	35,944
7	0,90	2,33	2,25	$1,03 \cdot 10^8$	3,46	$1,12 \cdot 10^8$	$1,07 \cdot 10^8$	0,0253	0,0244	39,516
8	0,87	2,27	2,19	$1,01 \cdot 10^8$	3,23	$1,06 \cdot 10^8$	$1,02 \cdot 10^8$	0,0257	0,0247	38,97
9	0,83	2,33	2,25	$1,03 \cdot 10^8$	3,24	$1,04 \cdot 10^8$	$9,89 \cdot 10^7$	0,0263	0,0254	37,985
10	0,87	2,33	2,24	$1,03 \cdot 10^8$	2,98	$1,09 \cdot 10^8$	$1,04 \cdot 10^8$	0,0246	0,0237	40,659
11	0,83	2,17	2,10	$9,65 \cdot 10^7$	2,97	$9,80 \cdot 10^7$	$9,34 \cdot 10^7$	0,0256	0,0247	39,014
12	0,81	2,31	2,23	$1,02 \cdot 10^8$	3,16	$1,01 \cdot 10^8$	$9,59 \cdot 10^7$	0,0263	0,0254	37,978
13	0,81	2,37	2,29	$1,05 \cdot 10^8$	3,31	$1,03 \cdot 10^8$	$9,79 \cdot 10^7$	0,0272	0,0262	36,768
14	0,86	2,25	2,17	$9,99 \cdot 10^7$	3,21	$1,04 \cdot 10^8$	$9,94 \cdot 10^7$	0,0251	0,0242	39,819
15	0,84	2,25	2,17	$9,97 \cdot 10^7$	3,07	$1,02 \cdot 10^8$	$9,69 \cdot 10^7$	0,0261	0,0252	38,274
16	0,89	2,26	2,18	$1,00 \cdot 10^8$	3,01	$1,08 \cdot 10^8$	$1,04 \cdot 10^8$	0,024	0,0231	41,684
17	0,78	2,55	2,46	$1,13 \cdot 10^8$	2,78	$1,05 \cdot 10^8$	$1,00 \cdot 10^8$	0,0281	0,0271	35,646
18	0,86	2,30	2,22	$1,02 \cdot 10^8$	3,60	$1,07 \cdot 10^8$	$1,02 \cdot 10^8$	0,0246	0,0237	40,717
19	0,79	2,31	2,22	$1,02 \cdot 10^8$	3,21	$9,81 \cdot 10^7$	$9,33 \cdot 10^7$	0,0273	0,0264	36,565
20	0,75	2,36	2,28	$1,05 \cdot 10^8$	3,19	$9,59 \cdot 10^7$	$9,11 \cdot 10^7$	0,0287	0,0276	34,891
21	0,77	2,35	2,26	$1,04 \cdot 10^8$	2,75	$9,70 \cdot 10^7$	$9,22 \cdot 10^7$	0,0301	0,029	33,243
22	0,82	2,40	2,32	$1,06 \cdot 10^8$	3,30	$1,06 \cdot 10^8$	$1,01 \cdot 10^8$	0,027	0,0261	37,003
23	0,91	2,25	2,17	$9,98 \cdot 10^7$	2,78	$1,11 \cdot 10^8$	$1,06 \cdot 10^8$	0,0261	0,0252	38,253
24	0,93	2,30	2,21	$1,02 \cdot 10^8$	3,59	$1,15 \cdot 10^8$	$1,10 \cdot 10^8$	0,0249	0,0241	40,081
25	0,86	2,31	2,23	$1,02 \cdot 10^8$	3,41	$1,06 \cdot 10^8$	$1,01 \cdot 10^8$	0,0256	0,0247	39,022
26	0,91	2,29	2,20	$1,01 \cdot 10^8$	3,95	$1,12 \cdot 10^8$	$1,07 \cdot 10^8$	0,0239	0,0231	41,838
27	0,81	2,30	2,22	$1,02 \cdot 10^8$	3,17	$9,97 \cdot 10^7$	$9,49 \cdot 10^7$	0,0266	0,0257	37,582
28	0,83	2,31	2,23	$1,03 \cdot 10^8$	3,53	$1,04 \cdot 10^8$	$9,88 \cdot 10^7$	0,0262	0,0253	38,195
29	0,85	2,28	2,20	$1,01 \cdot 10^8$	3,51	$1,04 \cdot 10^8$	$9,96 \cdot 10^7$	0,0254	0,0245	39,316
30	0,84	2,23	2,15	$9,88 \cdot 10^7$	2,92	$1,01 \cdot 10^8$	$9,64 \cdot 10^7$	0,0264	0,0255	37,829



Principales resultados para el secador 6

Secador 6										
Día	η_{sec}	F_c ($10^3 \cdot \text{kg/h}$)	F_{teor} ($10^3 \cdot \text{kg/h}$)	Q_1 (kJ/h)	Q_4 ($10^6 \cdot \text{kJ/h}$)	Q_3 (kJ/h)	Q_{3va} (kJ/h)	I_{cb} (t/t)	I_{cde} (t/t)	I_c (t/t)
1	0,82	2,280	2,20	$1,01 \cdot 10^8$	3,16	$1,00 \cdot 10^8$	9,57E+07	0,0269	0,0259	37,176
2	0,88	2,27	2,19	$1,01 \cdot 10^8$	3,48	$1,08 \cdot 10^8$	$1,03 \cdot 10^8$	0,025	0,0241	39,975
3	0,87	2,32	2,24	$1,03 \cdot 10^8$	3,12	$1,08 \cdot 10^8$	$1,03 \cdot 10^8$	0,0259	0,0249	38,68
4	0,95	2,24	2,16	$9,93 \cdot 10^7$	2,52	$1,14 \cdot 10^8$	$1,09 \cdot 10^8$	0,0234	0,0226	42,706
5	0,84	2,24	2,16	$9,96 \cdot 10^7$	3,06	$1,02 \cdot 10^8$	9,75E+07	0,0265	0,0256	37,698
6	0,81	2,32	2,24	$1,03 \cdot 10^8$	3,06	$1,01 \cdot 10^8$	9,59E+07	0,0277	0,0267	36,162
7	0,88	2,42	2,34	$1,08 \cdot 10^8$	3,43	$1,13 \cdot 10^8$	$1,09 \cdot 10^8$	0,0264	0,0254	37,95
8	0,88	2,24	2,16	$9,94 \cdot 10^7$	3,23	$1,06 \cdot 10^8$	$1,01 \cdot 10^8$	0,0253	0,0244	39,454
9	0,93	2,05	1,97	$9,08 \cdot 10^7$	3,30	$1,04 \cdot 10^8$	9,97E+07	0,0231	0,0223	43,232
10	0,92	2,26	2,18	$1,00 \cdot 10^8$	3,28	$1,12 \cdot 10^8$	$1,07 \cdot 10^8$	0,0239	0,0231	41,799
11	0,81	2,28	2,20	$1,01 \cdot 10^8$	2,89	$9,98 \cdot 10^7$	$9,51 \cdot 10^7$	0,0269	0,0259	37,192
12	0,82	2,31	2,23	$1,03 \cdot 10^8$	3,16	$1,02 \cdot 10^8$	$9,71 \cdot 10^7$	0,0264	0,0255	37,87
13	0,84	2,25	2,17	$9,97 \cdot 10^7$	3,25	$1,02 \cdot 10^8$	$9,69 \cdot 10^7$	0,0257	0,0248	38,836
14	0,84	2,26	2,18	$1,00 \cdot 10^8$	3,21	$1,02 \cdot 10^8$	$9,73 \cdot 10^7$	0,0252	0,0243	39,699
15	0,86	2,22	2,14	$9,84 \cdot 10^7$	3,06	$1,03 \cdot 10^8$	$9,85 \cdot 10^7$	0,0258	0,0248	38,815
16	0,81	2,55	2,46	$1,13 \cdot 10^8$	3,23	$1,09 \cdot 10^8$	$1,05 \cdot 10^8$	0,0271	0,0261	36,891
17	0,85	2,31	2,23	$1,02 \cdot 10^8$	2,98	$1,05 \cdot 10^8$	$1,01 \cdot 10^8$	0,0254	0,0245	39,334
18	0,88	2,25	2,17	$1,00 \cdot 10^8$	3,62	$1,07 \cdot 10^8$	$1,03 \cdot 10^8$	0,024	0,0232	41,626
19	0,80	2,32	2,24	$1,03 \cdot 10^8$	3,20	$9,98 \cdot 10^7$	$9,50 \cdot 10^7$	0,0276	0,0266	36,276
20	0,76	2,35	2,26	$1,04 \cdot 10^8$	3,19	$9,63 \cdot 10^7$	$9,15 \cdot 10^7$	0,0285	0,0275	35,105
21	0,76	2,38	2,29	$1,05 \cdot 10^8$	2,75	$9,66 \cdot 10^7$	$9,18 \cdot 10^7$	0,0304	0,0294	32,843
22	0,83	2,40	2,32	$1,07 \cdot 10^8$	3,30	$1,07 \cdot 10^8$	$1,02 \cdot 10^8$	0,027	0,0261	36,984
23	0,92	2,26	2,18	$1,00 \cdot 10^8$	2,78	$1,12 \cdot 10^8$	$1,07 \cdot 10^8$	0,0263	0,0254	37,983
24	0,95	2,27	2,19	$1,01 \cdot 10^8$	3,59	$1,15 \cdot 10^8$	$1,10 \cdot 10^8$	0,0247	0,0238	40,515
25	0,88	2,24	2,16	$9,93 \cdot 10^7$	3,22	$1,06 \cdot 10^8$	$1,01 \cdot 10^8$	0,0249	0,024	40,195
26	0,91	2,32	2,24	$1,03 \cdot 10^8$	3,66	$1,13 \cdot 10^8$	$1,08 \cdot 10^8$	0,0243	0,0234	41,138
27	0,80	2,44	2,36	$1,08 \cdot 10^8$	2,97	$1,04 \cdot 10^8$	$9,89 \cdot 10^7$	0,0283	0,0273	35,324
28	0,86	2,28	2,20	$1,01 \cdot 10^8$	3,53	$1,05 \cdot 10^8$	$1,01 \cdot 10^8$	0,0257	0,0248	38,837
29	0,87	2,25	2,17	$9,98 \cdot 10^7$	3,51	$1,05 \cdot 10^8$	$1,01 \cdot 10^8$	0,0251	0,0242	39,844
30	0,83	2,27	2,19	$1,01 \cdot 10^8$	2,93	$1,02 \cdot 10^8$	$9,69 \cdot 10^7$	0,0269	0,0260	37,12

Leyenda empleada en la Tabla 3.1

- ✓ $F_{\text{teor}} \Rightarrow$ flujo de combustible estimado teóricamente.
- ✓ $I_{cb} \Rightarrow$ índice de consumo de combustible real.
- ✓ $I_{cbe} \Rightarrow$ índice de consumo de combustible teórico.
- ✓ $I_c \Rightarrow$ índice de producción.

Autor: Ing. Yodelkis Delgado Drubey

ANEXO

DATOS PARA EL BALANCE DE MASA Y ENERGÍA DE SECADOR SC-01 - ENERO-FEBRERO 2012

x := 0, 1 .. 30

Humedad del mineral

Flujo de mineral seco a la salida

Horas trabajadas en el mes

a la entrada

a la salida

HR :=

Wem :=

Wsm :=

Fcs :=

	0
0	21.5
1	23.08
2	23.66
3	20.91
4	21.74
5	21.83
6	22.58
7	23.16
8	8.16
9	0
10	0
11	12.58
12	23.75
13	23.58
14	23.33
15	23.41
16	23.16
17	23.24
18	20.82
19	20.49
20	22.08
21	22.16
22	23.33
23	23.24
24	21.99
25	22.5
26	21.58
27	23.25
28	22
29	22.25
30	22.91

	0
0	35.89
1	36.1
2	36.4
3	36.64
4	36.6
5	36.75
6	36.95
7	36.9
8	36.19
9	0
10	0
11	35.73
12	35.76
13	35.51
14	36.31
15	36.3
16	36.1
17	35.57
18	35.96
19	35.73
20	36.65
21	36.47
22	38.77
23	37.98
24	36.37
25	36.4
26	38.2
27	36.12
28	36.05
29	36.76
30	36.96

	0
0	3.95
1	4.2
2	4.15
3	4.4
4	4.1
5	3.95
6	4.25
7	4.1
8	4.1
9	0
10	0
11	4.05
12	4.05
13	4.15
14	4
15	4.35
16	4.2
17	4.3
18	3.95
19	3.85
20	3.25
21	3.7
22	4
23	4.25
24	4.2
25	4.4
26	4
27	4.1
28	4.15
29	3.95
30	4.05

	0
0	84.77
1	90.78
2	89.63
3	95.6
4	84.6
5	84
6	92
7	88.4
8	88.43
9	1·10 ⁶
10	1·10 ⁶
11	87.6
12	87.2
13	89.6
14	86
15	94
16	90.8
17	93.8
18	84.3
19	82.4
20	78
21	88.8
22	86
23	92
24	90
25	95.6
26	86.3
27	88.4
28	89.6
29	84.2
30	87.4

Ht := HR·hr

Wce := Wem

Wcs := Wsm

$F_{CS} := Fcs \cdot \frac{\text{tonne}}{\text{hr}}$

Temperatura del mineral seco a la salida

TS :=

	0
0	70.003
1	66.795
2	67.402
3	67.983
4	69.783
5	69.767
6	61.683
7	69.058
8	66.336
9	0
10	0
11	68.817
12	69.871
13	67.21
14	67.995
15	65.058
16	66.496
17	66.343
18	69.989
19	69.796
20	69.116
21	68.982
22	61.358
23	70.005
24	68.843
25	70.01
26	69.423
27	69.915
28	69.453
29	68.823
30	69.113

$$T_{cs} := (TS + 273.15)K$$

Temperatura del aire ambiente

T0 :=

	0
0	35.12
1	34.29
2	36.28
3	36.98
4	36
5	35.68
6	34.38
7	35.88
8	34.45
9	0
10	0
11	36.16
12	36.27
13	36.62
14	36.49
15	37.11
16	39.28
17	34.58
18	35.47
19	33.69
20	36.09
21	34.89
22	36.44
23	35.84
24	36.77
25	33.77
26	37.59
27	34.81
28	35.59
29	37.53
30	33.35

$$T_0 := (T0 + 273.15)K$$

Flujo de combustible

Fc :=

	0
0	$2.386 \cdot 10^3$
1	$2.203 \cdot 10^3$
2	$2.27 \cdot 10^3$
3	$2.49 \cdot 10^3$
4	$2.364 \cdot 10^3$
5	$2.389 \cdot 10^3$
6	$2.296 \cdot 10^3$
7	$2.319 \cdot 10^3$
8	$2.695 \cdot 10^3$
9	$1 \cdot 10^6$
10	$1 \cdot 10^6$
11	$2.77 \cdot 10^3$
12	$2.289 \cdot 10^3$
13	$2.197 \cdot 10^3$
14	$2.49 \cdot 10^3$
15	$2.235 \cdot 10^3$
16	$2.232 \cdot 10^3$
17	$2.253 \cdot 10^3$
18	$2.501 \cdot 10^3$
19	$2.51 \cdot 10^3$
20	$2.398 \cdot 10^3$
21	$2.415 \cdot 10^3$
22	$2.264 \cdot 10^3$
23	$2.275 \cdot 10^3$
24	$2.291 \cdot 10^3$
25	$2.253 \cdot 10^3$
26	$2.377 \cdot 10^3$
27	$2.322 \cdot 10^3$
28	$2.269 \cdot 10^3$
29	$2.295 \cdot 10^3$
30	$2.24 \cdot 10^3$

$$F_c := Fc \cdot 1 \cdot \frac{kg}{hr}$$

Temperatura del combustible entrada

T₀ :=

	0
0	114
1	113.45
2	112.5
3	110
4	115
5	111
6	109.5
7	109.5
8	110
9	0
10	0
11	115
12	114
13	115.5
14	115.5
15	116
16	117
17	112
18	106.5
19	112.5
20	109
21	108
22	108
23	107
24	102.5
25	104
26	105.6
27	108.75
28	117.6
29	119.75
30	120

$$T_o := (T_0 + 273.15)K$$

Flujo de Mineral humedo

$$fmh_x := \frac{(Fcs_x \cdot Wem_x)}{100} + Fcs_x$$

$$fmh_x =$$

115.194
123.552
122.255
130.628
115.564
114.87
125.994
121.02
120.433
1000000
1000000
118.899
118.383
121.417
117.227
128.122
123.579
127.165
114.614
111.842
106.587
121.185
119.342
126.942
122.733
130.398
119.267
120.33
121.901
115.152
119.703

$$fmhkg_x := fmh_x \cdot 10^3 \cdot \frac{kg}{hr}$$

Composición química del combustible

$$C_t := 87 \qquad W_t := 0.05$$

$$H_t := 10.09 \qquad S_t := 0.2$$

$$A_t := 0.01 \quad N_t := 0.7 \qquad O_t := 0.8$$

Gravedad específica del combustible a 25 °C

$$ge := 0.986 \cdot kg \cdot m^{-3}$$

Temperatura de salida de los gases

$$TG :=$$

	0
0	98.5
1	90.5
2	91.5
3	100
4	93.5
5	110
6	99
7	89
8	93
9	0
10	0
11	94
12	99
13	102.5
14	98.5
15	99.5
16	92.5
17	98
18	100
19	102.5
20	109.5
21	93
22	91.5
23	92
24	100
25	99
26	96
27	97.5
28	90
29	95.5
30	93.5

$$T_g := (TG + 273.15)K$$

Mineral salida

Entrada de petroleo

Flujo de aire de pulverización (F6)

TOTAL DIARIO

Mineral entrada

$$MS_x := F_{CS_x} \cdot Ht_x$$

$$PE_x := F_{C_x} \cdot Ht_x$$

F6 :=

$$ME_x := fmhkg_x \cdot Ht_x$$

$$ME_x =$$

2476669.989	kg
2851570.466	
2892560.871	
2731428.134	
2512352.664	
2507612.1	
2844944.52	
2802813.936	
982731.787	
0	
0	
1495755.458	
2811589.6	
2863011.917	
2734896.578	
2999336.02	
2862085.008	
2955306.698	
2386269.31	
2291632.745	
2353440.96	
2685467.578	
2784253.526	
2950122.784	
2698898.67	
2933964	
2573773.228	
2797674.36	
2681817.6	
2562130.22	
2742396.646	

$$MS_x =$$

$1.823 \cdot 10^6$	kg
$2.095 \cdot 10^6$	
$2.121 \cdot 10^6$	
$1.999 \cdot 10^6$	
$1.839 \cdot 10^6$	
$1.834 \cdot 10^6$	
$2.077 \cdot 10^6$	
$2.047 \cdot 10^6$	
$7.216 \cdot 10^5$	
0	
0	
$1.102 \cdot 10^6$	
$2.071 \cdot 10^6$	
$2.113 \cdot 10^6$	
$2.006 \cdot 10^6$	
$2.201 \cdot 10^6$	
$2.103 \cdot 10^6$	
$2.18 \cdot 10^6$	
$1.755 \cdot 10^6$	
$1.688 \cdot 10^6$	
$1.722 \cdot 10^6$	
$1.968 \cdot 10^6$	
$2.006 \cdot 10^6$	
$2.138 \cdot 10^6$	
$1.979 \cdot 10^6$	
$2.151 \cdot 10^6$	
$1.862 \cdot 10^6$	
$2.055 \cdot 10^6$	
$1.971 \cdot 10^6$	
$1.873 \cdot 10^6$	
$2.002 \cdot 10^6$	

$$PE_x =$$

$5.129 \cdot 10^4$	kg
$5.084 \cdot 10^4$	
$5.371 \cdot 10^4$	
$5.208 \cdot 10^4$	
$5.14 \cdot 10^4$	
$5.215 \cdot 10^4$	
$5.185 \cdot 10^4$	
$5.37 \cdot 10^4$	
$2.199 \cdot 10^4$	
0	
0	
$3.485 \cdot 10^4$	
$5.437 \cdot 10^4$	
$5.18 \cdot 10^4$	
$5.809 \cdot 10^4$	
$5.231 \cdot 10^4$	
$5.169 \cdot 10^4$	
$5.237 \cdot 10^4$	
$5.206 \cdot 10^4$	
$5.143 \cdot 10^4$	
$5.295 \cdot 10^4$	
$5.351 \cdot 10^4$	
$5.283 \cdot 10^4$	
$5.287 \cdot 10^4$	
$5.038 \cdot 10^4$	
$5.07 \cdot 10^4$	
$5.129 \cdot 10^4$	
$5.398 \cdot 10^4$	
$4.992 \cdot 10^4$	
$5.106 \cdot 10^4$	
$5.132 \cdot 10^4$	

	0
0	$1.100 \cdot 10^4$
1	$1.150 \cdot 10^4$
2	$1.050 \cdot 10^4$
3	$1.100 \cdot 10^4$
4	$1.100 \cdot 10^4$
5	$1.150 \cdot 10^4$
6	$1.050 \cdot 10^4$
7	$1.100 \cdot 10^4$
8	$1.100 \cdot 10^4$
9	0.000
10	0.000
11	$1.100 \cdot 10^4$
12	$1.150 \cdot 10^4$
13	$1.150 \cdot 10^4$
14	$1.100 \cdot 10^4$
15	$1.100 \cdot 10^4$
16	$1.100 \cdot 10^4$
17	$1.050 \cdot 10^4$
18	$1.100 \cdot 10^4$
19	$1.100 \cdot 10^4$
20	$1.150 \cdot 10^4$
21	$1.050 \cdot 10^4$
22	$1.100 \cdot 10^4$
23	$1.150 \cdot 10^4$
24	$1.100 \cdot 10^4$
25	$1.100 \cdot 10^4$
26	$1.150 \cdot 10^4$
27	$1.050 \cdot 10^4$
28	$1.100 \cdot 10^4$
29	$1.150 \cdot 10^4$
30	$1.100 \cdot 10^4$

$$F_6 := F6 \cdot \frac{m^3}{hr}$$

Valor calórico inferior del combustible

$$Q_{b_x} := \left[339 \cdot C_t + 1030 \cdot H_t - 109 \cdot (O_t - S_t) - 24 \cdot W_t \right] \cdot \frac{1000 \cdot J}{kg} \cdot F_{C_x}$$

$$Q_{b_x} =$$

Capacidad calorífica del mineral laterítico

$$C_{p_c} := 963 \cdot \frac{J}{kg \cdot K}$$

"Teoría de Ingeniería Térmica" epígrafe Tabla 1 pp. 368

95000806.971
87712318.907
90395728.056
99167079.404
94148280.04
95133404.574
91427042.746
92328547.17
107321234.702
39819100000
39819100000
110312843.685
91149503.619
87476988.026
99149559
88983344.579
88875833.009
89721590.693
99572437.842
99949922.91
95497351.148
96147995.242
90167166.422
90593628.983
91219983.426
89720396.12
94636064.015
92448800.852
90351528.855
91372888.77
89193987.618

$$\cdot 10^3 \frac{J}{hr} \text{ Volúmenes de los gases producto de la combustión}$$

$$V_{oa} := \left[0.0889 \cdot (C_t + 0.375 \cdot S_t) + 0.265 \cdot H_t - 0.0333 \cdot O_t \right] \cdot \frac{m^3}{kg}$$

$$V_{oa} = 10.388 \frac{m^3}{kg}$$

Volumen total real de gases triatómicos

Relación aire combustible

$$V_{RO2} := 0.01866 \cdot \frac{m^3}{kg} \cdot (C_t + 0.375 \cdot S_t)$$

$$\lambda_{ca} := 12.5$$

$$V_{RO2} = 1.625 \cdot \frac{m^3}{kg}$$

Volumen teórico de Nitrógeno

$$V_{N2} := 0.79 \cdot V_{oa} + 0.008 \cdot \frac{m^3}{kg} \cdot N_t$$

Volumen teórico de Oxígeno

$$V_{O2} := 0.21 \cdot V_{oa}$$

$$V_{N2} = 8.212 \cdot \frac{m^3}{kg}$$

$$V_{O2} = 2.182 \frac{m^3}{kg}$$

Volumen teórico de los vapores de agua

Volumen teórico de los gases secos

$$V_{H2O} := \left(0.111 \cdot H_t + 0.0124 \cdot W_t \right) \cdot \frac{m^3}{kg} + 0.0161 \cdot V_{oa}$$

$$V_{gs} := V_{RO2} + V_{N2}$$

$$V_{H2O} = 1.288 \cdot \frac{m^3}{kg}$$

$$V_{gs} = 9.837 \cdot \frac{m^3}{kg}$$

Volumen teórico total de gases

Volumen real de aire

$$V_{og} := V_{gs} + V_{H2O}$$

$$V_{a_{real}} := V_{oa} \cdot \lambda_{ca}$$

Volumen real de gases

$$V_{og} = 11.125 \cdot \frac{m^3}{kg}$$

$$V_{a_{real}} = 129.852 \cdot \frac{m^3}{kg}$$

$$V_g := V_{og} + (\lambda_{ca} - 1) \cdot V_{a_{real}}$$

$$V_g = 1.504 \times 10^3 \frac{m^3}{kg}$$

A temperatura ambiente 35.88 °C promedio

$$T_{0pro} := (35.88 + 273.15)K \quad T_{0pro} = 309.03 K$$

Cálculo de las pérdidas por transferencia de calor en la cámara

$L_C := 3.496 \cdot m$ Longitud de la cámara Radio del orificio entrada cámara de paso

$$A_C := 6.83 \cdot m \quad \text{Ancho de la cámara} \quad r1 := 1.566 \cdot m \quad A_{C1} := \pi \cdot r1^2 \quad A_{C1} = 7.704 m^2$$

$$H_C := 9.065 \cdot m \quad \text{Altura de la cámara} \quad r2 := 2.126 \cdot m \quad A_{C2} := \pi \cdot r2^2 \quad A_{C2} = 14.2 m^2$$

Temperatura de la superficie

$$A_O := 2 \cdot (A_C \cdot H_C + A_C \cdot L_C + L_C \cdot H_C) \quad A_T := A_O - (A_{C1} + A_{C2})$$

$$T_S := (116 + 273) \cdot K$$

$$A_O = 234.966 m^2$$

$$A_T = 213.062 m^2$$

$$T_S = 389 K$$

Temperatura de pelicular

$$T_P := \frac{T_S + T_{0pro}}{2}$$

$$T_P = 349.015 K$$

Temperatura promedio
del medio ambiente

$$T_{0pro} = 309.03 K$$

Las propiedades del fluido se buscan en la tabla A-4 del
Incropera (2003) a la temperatura pelicular

$$K_a := 30 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{W}{m \cdot K} \quad \text{Conductividad térmica del aire}$$

$$P_r := 0.700 \quad \text{Número de Prandtl}$$

$$\nu_c := 20.92 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{m^2}{sec} \quad \text{Viscosidad cinemática del fluido}$$

$$\alpha_c := 26.41 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{m^2}{sec} \quad \text{Coeficiente de difusividad térmica}$$

$$C_{p_a} := 1009 \cdot \frac{J}{kg \cdot K} \quad \text{Capacidad calorífica del aire}$$

Coeficiente de dilatación volumétrica

$$\beta_c := 0.003076 \cdot K^{-1}$$

Cálculo del número de Rayleigh

$$R_{al} := \frac{g \cdot \beta_c \cdot (T_S - T_{0pro}) \cdot H_C^3}{\nu_c \cdot \alpha_c} \quad R_{al} = 3.252 \times 10^{12}$$

Como $Gr \cdot Pr = R_{al}$ es mayor que 10^9 la expresión adecuada para calcular el número de Nusselt

$$N_{UL} := \left[0.825 + \frac{0.387 \cdot R_{al}^{\frac{1}{4}}}{\left[1 + \left(\frac{0.492}{P_r} \right)^{\frac{9}{16}} \right]^{\frac{8}{27}}} \right]^2 \quad N_{UL} = 1.622 \times 10^3$$

$$h_{conv} := \frac{N_{UL} \cdot K_a}{H_C}$$

$$h_{conv} = 5.367 \cdot \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

$$Q_{convc} := h_{conv} \cdot A_T \cdot (T_S - T_{0pro})$$

$$Q_{convc} = 9.145 \times 10^4 W$$

Constante de Stefan Bolsztman

$$\sigma := 5.67 \cdot 10^{-8} \cdot \frac{W}{m^2 \cdot K^4}$$

Emisividad para refractarios con alúmina

$$\epsilon_a := 0.4$$

$$Q_{radc} := \epsilon_a \cdot \sigma \cdot A_T \cdot (T_S^4 - T_{0pro}^4)$$

$$Q_{radc} = 6.658 \times 10^4 W$$

Botella

Generatriz del cono

$$S_2 := 8 \cdot \text{m}$$

Diámetro mayor

$$d_1 := 5.222 \cdot \text{m}$$

Diámetro menor

$$d_2 := 4.28 \cdot \text{m}$$

Temperatura de la superficie de la botella

$$T_{\text{bot}} := (279 + 273) \text{K}$$

$$A_B := \pi \cdot S_2 \cdot \left[\frac{(d_1 + d_2)}{2} \right]$$

Temperatura de pelicular

$$T_{\text{bot}} = 552 \text{ K}$$

$$A_B = 119.406 \text{ m}^2$$

$$T_{\text{pB}} := \frac{T_{\text{bot}} + T_{0\text{pro}}}{2}$$

Diámetro medio

$$T_{\text{pB}} = 430.515 \text{ K}$$

$$D_B := \frac{d_1 + d_2}{2}$$

$$D_B = 4.751 \text{ m}$$

Las propiedades del fluido se buscan en la tabla A-4 del Incropera (2003) a la temperatura pelicular

$$K_B := 37.3 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}$$

Conductividad térmica del aire

$$P_{\text{rBo}} := 0.686 \text{ Número de Prandtl}$$

$$\nu_B := 32.39 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{\text{m}^2}{\text{sec}}$$

Viscosidad cinemática del fluido

$$P_{\text{rBs}} := 0.683 \text{ Número de Prandtl}$$

$$\epsilon_B := 0.9$$

Emisividad para el acero (No revestimiento)

$$V_{\text{aB}} := 2.30 \cdot \frac{\text{m}}{\text{s}} \text{ Velocidad del aire}$$

Número de Reynolds

$$Re_B := \frac{V_{\text{aB}} \cdot D_B}{\nu_B} \quad Re_B = 3.374 \times 10^5$$

Como el número de Reynolds es mayor que 2×10^5 se considera régimen turbulento

Las constantes c, m, n se buscan en la tabla 7.4 del Incropera (2003) para Pr menor que 10

$$C_B := 0.076 \quad m_B := 0.7 \quad n_B := 0.37$$

Constante de Stefan Bolsztman

$$N_{\text{UDB}} := C_B \cdot Re_B^{m_B} \cdot P_r^{n_B} \left(\frac{P_{\text{rBo}}}{P_{\text{rBs}}} \right)^{\frac{1}{4}} \quad N_{\text{UDB}} = 493.909$$

$$\sigma := 5.67 \cdot 10^{-8} \cdot \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}^4}$$

$$h_{\text{convB}} := \frac{N_{\text{UDB}} \cdot K_B}{D_B} \quad h_{\text{convB}} = 3.878 \cdot \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

$$Q_{\text{radB}} := \epsilon_B \cdot \sigma \cdot A_B \cdot \left[(T_{\text{bot}})^4 - T_{0\text{pro}}^4 \right]$$

$$Q_{\text{radB}} = 5.102 \times 10^5 \text{ W}$$

$$Q_{\text{convB}} := h_{\text{convB}} \cdot A_B \cdot (T_{\text{bot}} - T_{0\text{pro}})$$

$$Q_{\text{convB}} = 1.125 \times 10^5 \text{ W}$$

Secadero Rotatorio

Longitud

$$L_S := 40 \cdot \text{m}$$

Diámetro del secador

$$D_S := 4.8 \cdot \text{m}$$

Temperatura de pelicular

$$T_{\text{pS}} := \frac{T_{\text{sec}} + T_{0\text{pro}}}{2}$$

Temperatura de la superficie del secador

$$T_{\text{sec}} := (80 + 273) \cdot \text{K}$$

$$A_S := \pi \cdot D_S \cdot L_S$$

$$A_S = 603.186 \text{ m}^2$$

$$T_{\text{pS}} = 331.015 \text{ K}$$

$$T_{\text{sec}} = 353 \text{ K}$$

Las propiedades del fluido se buscan en la tabla A-4 del Incropera (2003) a la temperatura pelicular

$$K_S := 28.89 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{W}{m \cdot K} \quad \text{Conductividad térmica del aire} \quad P_{rSo} := 0.704 \quad \text{Número de Prandtl}$$

$$\nu_S := 18.92 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{m^2}{sec} \quad \text{Viscosidad cinemática del fluido} \quad P_{rSs} := 0.700 \quad \text{Número de Prandtl}$$

$$\varepsilon_S := 0.9 \quad \text{Emisividad para el acero (No revestimiento)} \quad V_a := 2.30 \cdot \frac{m}{s} \quad \text{Velocidad del aire}$$

Número de Reynolds

$$Re_S := \frac{V_a \cdot D_S}{\nu_S} \quad Re_S = 5.835 \times 10^5 \quad \text{Como el número de Reynolds es mayor que } 2 \times 10^5 \text{ se considera régimen turbulento}$$

Las constantes C, m, n se buscan en la tabla 7.4 del Incropera (2003) para Pr menor que 10

$$C_S := 0.076 \quad m_S := 0.7 \quad n_S := 0.37$$

$$N_{UDS} := C_S \cdot Re_S^{m_S} \cdot P_r^{n_S} \cdot \sqrt[4]{\left(\frac{P_{rSo}}{P_{rSs}}\right)} \quad N_{UDS} = 725.023$$

$$h_{convS} := \frac{N_{UDS} \cdot K_S}{D_S} \quad h_{convS} = 4.364 \cdot \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

$$Q_{convS} := h_{convS} \cdot A_S \cdot (T_{sec} - T_{0pro})$$

$$Q_{convS} = 1.157 \times 10^5 W$$

$$Q_{radS} := \varepsilon_S \cdot \sigma \cdot A_S \cdot \left[(T_{sec})^4 - T_{0pro}^4 \right]$$

$$Q_{radS} = 1.972 \times 10^5 W$$

Flujo de calor total por conveccion del secadero

$$Q_{Tconv} := Q_{convC} + Q_{convS} + Q_{convB}$$

$$Q_{Tconv} = 3.197 \times 10^5 W$$

Flujo de calor total por radiacion del secadero

$$Q_{Trad} := Q_{radC} + Q_{radS} + Q_{radB}$$

$$Q_{Trad} = 7.74 \times 10^5 W$$

Flujo de calor total

$$QTCT := Q_{Trad} + Q_{Tconv}$$

$$QTCT = 1.094 \times 10^6 W$$

Cálculo del flujo de los componentes de cada una de las corrientes

Por ciento de humedad en el aire Relación aire combustible Por ciento de nitrógeno en el aire seco

$$W_{aire} := 0.026 \quad \lambda_{ac} := 12.5 \quad N_{as} := 0.79$$

Por ciento de oxígeno en el aire seco $O_{as} := 0.21$ Por ciento de aire seco $A_{seco} := 0.974$

Cálculo del flujo de aire primario para la combustión (F5)

$$F_{5_x} := \lambda_{ac} \cdot F_{C_x} \quad F_{H_2Ocomb_x} := W_{aire} \cdot \lambda_{ac} \cdot F_{C_x} \quad F_{Ascomb_x} := A_{seco} \cdot \lambda_{ac} \cdot F_{C_x} \quad F_{Oas_x} := O_{as} \cdot \lambda_{ac} \cdot F_{C_x}$$

$$F_{Nas_x} := N_{as} \cdot \lambda_{ac} \cdot F_{C_x}$$

$F_{5_x} =$	$F_{H_2O_{comb}_x} =$	$F_{As_{comb}_x} =$	$F_{O_{as}_x} =$	$F_{N_{as}_x} =$
$\frac{kg}{hr}$	$\frac{kg}{hr}$	$\frac{kg}{hr}$	$\frac{kg}{hr}$	$\frac{kg}{hr}$
29822.625	775.388	29047.237	6262.751	23559.874
27534.625	715.9	26818.725	5782.271	21752.354
28377	737.802	27639.198	5959.17	22417.83
31130.5	809.393	30321.107	6537.405	24593.095
29555	768.43	28786.57	6206.55	23348.45
29864.25	776.471	29087.779	6271.492	23592.757
28700.75	746.22	27954.53	6027.158	22673.592
28983.75	753.577	28230.172	6086.587	22897.162
33690.25	875.947	32814.303	7074.953	26615.297
12500000	$3.25 \cdot 10^5$	12175000	2625000	9875000
12500000	$3.25 \cdot 10^5$	12175000	2625000	9875000
34629.375	900.364	33729.011	7272.169	27357.206
28613.625	743.954	27869.671	6008.861	22604.764
27460.75	713.98	26746.77	5766.757	21693.993
31125	809.25	30315.75	6536.25	24588.75
27933.625	726.274	27207.351	5866.061	22067.564
27899.875	725.397	27174.478	5858.974	22040.901
28165.375	732.3	27433.075	5914.729	22250.646
31257.75	812.702	30445.048	6564.127	24693.622
31376.25	815.782	30560.467	6589.012	24787.237
29978.5	779.441	29199.059	6295.485	23683.015
30182.75	784.751	29397.998	6338.377	23844.372
28305.25	735.937	27569.314	5944.102	22361.147
28439.125	739.417	27699.708	5972.216	22466.909
28635.75	744.53	27891.221	6013.508	22622.243
28165	732.29	27432.71	5914.65	22250.35
29708.125	772.411	28935.714	6238.706	23469.419
29021.5	754.559	28266.941	6094.515	22926.985
28363.125	737.441	27625.684	5956.256	22406.869
28683.75	745.777	27937.972	6023.587	22660.162
27999.75	727.993	27271.756	5879.947	22119.802

Corriente 6 (Aire de pulverización) (F6)

$$\rho_a := 1.134776 \frac{kg}{m^3} \text{ A } 35^\circ \text{ C Incropera y de Witt (2003)}$$

$$F_{a6_x} := F_{6_x} \cdot \rho_a \quad F_{H_2O_{a6_x}} := W_{aire} \cdot F_{6_x} \cdot \rho_a \quad F_{A_{seco6_x}} := A_{seco} \cdot F_{6_x} \cdot \rho_a \quad F_{O_{2as6_x}} := O_{as} \cdot F_{6_x} \cdot \rho_a \quad F_{N_{2as6_x}} := N_{as} \cdot F_{6_x} \cdot \rho_a$$

$F_{a_6} =$

12482.536
13049.924
11915.148
12482.536
12482.536
13049.924
11915.148
12482.536
12482.536
0
0
12482.536
13049.924
13049.924
12482.536
12482.536
12482.536
11915.148
12482.536
12482.536
13049.924
11915.148
12482.536
13049.924
12482.536
12482.536
13049.924
11915.148
12482.536
13049.924
12482.536

 $\frac{kg}{hr}$ $F_{H_2O_{a_6}} =$

324.546
339.298
309.794
324.546
324.546
339.298
309.794
324.546
324.546
0
0
324.546
339.298
339.298
324.546
324.546
324.546
309.794
324.546
324.546
339.298
309.794
324.546
339.298
324.546
324.546
339.298
309.794
324.546
339.298
324.546

 $\frac{kg}{hr}$ $F_{A_{seco_6}} =$

12157.99
12710.626
11605.354
12157.99
12157.99
12710.626
11605.354
12157.99
12157.99
0
0
12157.99
12710.626
12710.626
12157.99
12157.99
12157.99
11605.354
12157.99
12157.99
12710.626
11605.354
12157.99
12710.626
12157.99
12157.99
12710.626
11605.354
12157.99
12710.626
12157.99

 $\frac{kg}{hr}$ $F_{O_{2as_6}} =$

2621.333
2740.484
2502.181
2621.333
2621.333
2740.484
2502.181
2621.333
2621.333
0
0
2621.333
2740.484
2740.484
2621.333
2621.333
2621.333
2502.181
2621.333
2621.333
2740.484
2502.181
2621.333
2740.484
2621.333
2621.333
2740.484
2502.181
2621.333
2740.484
2621.333

 $\frac{kg}{hr}$ $F_{N_{2as_6}} =$

9861.203
10309.44
9412.967
9861.203
9861.203
10309.44
9412.967
9861.203
9861.203
0
0
9861.203
10309.44
10309.44
9861.203
9861.203
9861.203
9412.967
9861.203
10309.44
9861.203
9861.203
10309.44
9412.967
9861.203
10309.44
9861.203

 $\frac{kg}{hr}$

Corriente 8 (Aire parásito) (F8)

Sección unión cámara de paso con el tambor secador

$\alpha := 0.9$ Eficiencia del orificio

$\varphi := 0.0004$ Coeficiente de flujo

$P_1 := 103270.6\text{Pa}$ $P_2 := 103400\text{Pa}$

$\Delta P := P_2 - P_1$

$Gap_x := \alpha \cdot \varphi \cdot \Delta P \cdot Asc \cdot \sqrt{\frac{29}{Rap \cdot T_{0_x}}}$

$Gap_x =$

$R_1 := 2.626\text{m}$ $R_2 := 2.576\text{m}$

Radios

$Rap := 287.1 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$

$Asc := \pi \cdot (R_1^2 - R_2^2)$

$Gta_x =$

2.481
2.484
2.476
2.473
2.477
2.478
2.484
2.477
2.483
2.635
2.635
2.476
2.476
2.475
2.475
2.473
2.464
2.483
2.479
2.486
2.477
2.481
2.475
2.478
2.474
2.486
2.471
2.482
2.479
2.471
2.488

· $\frac{\text{kg}}{\text{hr}}$

2.914
2.918
2.909
2.906
2.91
2.912
2.918
2.911
2.917
3.096
3.096
2.909
2.909
2.907
2.908
2.905
2.895
2.917
2.913
2.921
2.91
2.915
2.908
2.911
2.906
2.921
2.903
2.916
2.912
2.903
2.923

· $\frac{\text{kg}}{\text{hr}}$

Sección de entrada del mineral

$Ata := 0.96\text{m}^2$ Area de la tolva de alimentación al secadero

$$Gta_x := \alpha \cdot \varphi \cdot (P_2 - P_1) \cdot Ata \cdot \sqrt{\frac{29}{Rap \cdot T_{0_x}}}$$

Flujo de aire parásito total (GT)

$GT_x := Gap_x + Gta_x$

$GT_x =$

5.395
5.402
5.385
5.379
5.387
5.39
5.401
5.388
5.401
5.731
5.731
5.386
5.385
5.382
5.383
5.377
5.359
5.4
5.392
5.407
5.386
5.397
5.383
5.389
5.38
5.407
5.373
5.398
5.391
5.374
5.41

· $\frac{\text{kg}}{\text{hr}}$

$$F_{8_x} := GT_x$$

$$F_{H2Oap_x} := W_{aire} \cdot F_{8_x}$$

$$F_{Asecoap_x} := A_{seco} F_{8_x}$$

$$F_{O2asap_x} := O_{as} F_{8_x}$$

$$F_{N2asap_x} := N_{as} F_{8_x}$$

$$F_{H2Oap_x} =$$

0.1403	· $\frac{kg}{hr}$
0.1405	
0.14	
0.1398	
0.1401	
0.1401	
0.1404	
0.1401	
0.1404	
0.149	
0.149	
0.14	
0.14	
0.1399	
0.14	
0.1398	
0.1393	
0.1404	
0.1402	
0.1406	
0.14	
0.1403	
0.14	
0.1401	
0.1399	
0.1406	
0.1397	
0.1403	
0.1402	
0.1397	
0.1407	

$$F_{Asecoap_x} =$$

5.255	· $\frac{kg}{hr}$
5.262	
5.245	
5.239	
5.247	
5.25	
5.261	
5.248	
5.26	
5.582	
5.582	
5.246	
5.245	
5.242	
5.243	
5.238	
5.219	
5.259	
5.252	
5.267	
5.246	
5.256	
5.243	
5.248	
5.241	
5.266	
5.234	
5.257	
5.251	
5.234	
5.27	

$$F_{O2asap_x} =$$

1.133	· $\frac{kg}{hr}$
1.134	
1.131	
1.13	
1.131	
1.132	
1.134	
1.132	
1.134	
1.204	
1.204	
1.131	
1.131	
1.13	
1.13	
1.129	
1.125	
1.134	
1.132	
1.136	
1.131	
1.133	
1.13	
1.132	
1.13	
1.135	
1.128	
1.133	
1.132	
1.129	
1.136	

$$F_{N2asap_x} =$$

4.262	· $\frac{kg}{hr}$
4.268	
4.254	
4.249	
4.256	
4.258	
4.267	
4.257	
4.267	
4.528	
4.528	
4.255	
4.254	
4.252	
4.252	
4.248	
4.233	
4.266	
4.259	
4.272	
4.255	
4.263	
4.253	
4.257	
4.251	
4.271	
4.245	
4.264	
4.259	
4.245	
4.274	

Calor aportado por los gases de hornos de reducción (Q7)

Los gases provenientes de hornos de reducción aportan su calor sensible más el calor de reacción del CO y H₂

Calor Sensible

La capacidad calorífica se busca a 250°C Incropera (2003) tabla A-4

Flujo de gases de hornos

Cálculo de la variación de entalpía de los gases de horno ($\Delta H = A$, para el componente correspondiente)

$$F_{gh} := 12.5 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$T_{gh} := (250 + 273) \text{K} \quad \text{Temperatura de los gases de hornos}$$

$$T_{gh} = 523 \text{K}$$

N₂

$$C_{pN_2} := 1056 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

$$A_{N_2} := C_{pN_2} \cdot (T_{gh} - T_{0pro})$$

$$A_{N_2} = 2.26 \times 10^5 \frac{\text{J}}{\text{kg}}$$

H₂O

$$C_{pH_2O} := 1985 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

$$A_{H_2O} := C_{pH_2O} \cdot (T_{gh} - T_{0pro})$$

$$A_{H_2O} = 4.247 \times 10^5 \frac{\text{J}}{\text{kg}}$$

CO₂

$$C_{pCO_2} := 1020 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

$$A_{CO_2} := C_{pCO_2} \cdot (T_{gh} - T_{0pro})$$

$$A_{CO_2} = 2.182 \times 10^5 \frac{\text{J}}{\text{kg}}$$

SO₂

$$C_{pSO_2g} := 1187 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

$$A_{SO_2g} := C_{pSO_2g} \cdot (T_{gh} - T_{0pro})$$

$$A_{SO_2g} = 2.54 \times 10^5 \frac{\text{J}}{\text{kg}}$$

O₂

$$C_{pO} := 972 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

$$A_{O} := C_{pO} \cdot (T_{gh} - T_{0pro})$$

$$A_{O} = 2.08 \times 10^5 \frac{\text{J}}{\text{kg}}$$

CO

$$C_{pCO} := 1065 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

$$A_{CO} := C_{pCO} \cdot (T_{gh} - T_{0pro})$$

$$A_{CO} = 2.279 \times 10^5 \frac{\text{J}}{\text{kg}}$$

H₂

$$C_{pH_2} := 14520 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

$$A_{H_2} := C_{pH_2} \cdot (T_{gh} - T_{0pro}) \quad A_{H_2} = 3.107 \times 10^6 \frac{\text{J}}{\text{kg}}$$

El flujo de cada componente se calcula multiplicando el porcentaje de cada uno de los elementos por el flujo de los gases de hornos. La composición química de los gases es la siguiente:

$$N_2 := 0.433$$

$$H_2 := 0.01$$

$$CO := 0.017$$

$$O_2 := 0.12$$

$$\rho_{N_2} := 0.6739 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\rho_{H_2} := 0.0484 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\rho_{CO} := 0.674 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\rho_{O_2} := 0.7698 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$H_2O := 0.33$$

$$SO_2 := 0.01$$

$$CO_2 := 0.08$$

$$\rho_{H_2O} := 0.4405 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\rho_{SO_2} := 1.113 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\rho_{CO_2} := 1.0594 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$A_1 := F_{gh} \cdot N_2 \cdot \rho_{N_2}$$

$$A_2 := F_{gh} \cdot O_2 \cdot \rho_{O_2}$$

$$A_3 := F_{gh} \cdot CO_2 \cdot \rho_{CO_2}$$

$$A_4 := F_{gh} \cdot H_2O \cdot \rho_{H_2O}$$

$$A_1 = 13130.942 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$A_2 = 4156.92 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$A_3 = 3813.84 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$A_4 = 6.541 \times 10^3 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$A_5 := F_{gh} \cdot CO \cdot \rho_{CO}$$

$$A_6 := F_{gh} \cdot SO_2 \cdot \rho_{SO_2}$$

$$A_7 := F_{gh} \cdot H_2 \cdot \rho_{H_2}$$

$$A_5 = 515.61 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$A_6 = 500.85 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$A_7 = 21.78 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

Flujo de la corriente 7 (gases de hornos de reducción) (F7)

$$F_7 := A_1 + A_2 + A_3 + A_4 + A_5 + A_6 + A_7$$

$$F_7 = 28681.367 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$Q_s := AN_2 \cdot A_1 + AO \cdot A_2 + ACO_2 \cdot A_3 + AH_{2O} \cdot A_4 + ACO \cdot A_5 + ASO_2 \cdot A_6 + AH_2 \cdot A_7$$

$$Q_s = 7754599.123 \cdot 10^3 \frac{\text{J}}{\text{hr}}$$

Calor de Reacción del CO y H2 se busca en la tabla 203, sección 3 de Perry (1967)

$$A_{rCO} := 10097900 \frac{\text{J}}{\text{kg}}$$

$$A_{rH_2} := 142376200 \frac{\text{J}}{\text{kg}}$$

$$Q_{RCO} := A_{rCO} \cdot A_5$$

$$Q_{RH_2} := A_{rH_2} \cdot A_7$$

$$Q_{RCO} = 5206578.219 \cdot 10^3 \frac{\text{J}}{\text{hr}}$$

$$Q_{RH_2} = 3100953.636 \cdot 10^3 \frac{\text{J}}{\text{hr}}$$

$$Q_{st} := Q_s + Q_{RCO} + Q_{RH_2}$$

Calor gases provenientes de hornos ($Q_7 = Q_{st}$)

$$Q_{st} = 16062130.978 \cdot 10^3 \frac{\text{J}}{\text{hr}}$$

Balance de masa

Cálculo del oxígeno estequiométrico y los productos de la combustión

$$F_{O_2e_x} := F_{c_x} \cdot 22.4 \left(\frac{C_t \cdot 0.01}{12} + \frac{H_t \cdot 0.01}{4} + \frac{0.01 \cdot S_t}{32} - \frac{0.01 \cdot O_t}{32} \right) + F_7 \cdot \left(\frac{H_2}{2} + \frac{CO}{2} \right)$$

$$F_{H_2Oe_x} := F_{c_x} \cdot 22.4 \left(\frac{H_2}{2} + \frac{W_t}{18} \right)$$

$$F_{CO_2e_x} := F_{c_x} \cdot 22.4 \cdot \left(\frac{C_t \cdot 0.01}{12} \right) + F_7 \cdot CO$$

$$F_{SO_2e_x} := F_{c_x} \cdot 22.4 \cdot \left(\frac{S_t}{32} \right)$$

$F_{O_2e_x} =$

5599.812	$\frac{kg}{hr}$
5199.898	
5347.135	
5828.411	
5553.034	
5607.087	
5403.722	
5453.187	
6275.823	
2185227.198	
2185227.198	
6439.97	
5388.494	
5186.986	
5827.45	
5269.639	
5263.739	
5310.145	
5850.653	
5871.365	
5627.057	
5662.757	
5334.594	
5357.993	
5392.361	
5310.08	
5579.798	
5459.785	
5344.71	
5400.751	
5281.196	

 $F_{CO_2e_x} =$

4362.139	$\frac{kg}{hr}$
4064.882	
4174.323	
4532.058	
4327.369	
4367.547	
4216.385	
4253.152	
4864.621	
1624487.583	
1624487.583	
4986.632	
4205.065	
4055.284	
4531.343	
4116.72	
4112.335	
4146.829	
4548.59	
4563.986	
4382.39	
4408.926	
4165.001	
4182.394	
4207.94	
4146.78	
4347.263	
4258.057	
4172.52	
4214.176	
4125.311	

 $F_{H_2Oe_x} =$

415.661	$\frac{kg}{hr}$
383.771	
395.512	
433.89	
411.931	
416.241	
400.025	
403.969	
469.567	
174222.222	
174222.222	
482.657	
398.81	
382.742	
433.813	
389.333	
388.862	
392.563	
435.664	
437.315	
417.834	
420.68	
394.512	
396.378	
399.119	
392.558	
414.065	
404.495	
395.319	
399.788	
390.254	

 $F_{SO_2e_x} =$

334.013	$\frac{kg}{hr}$
308.388	
317.822	
348.662	
331.016	
334.48	
321.448	
324.618	
377.331	
$1.4 \cdot 10^5$	
$1.4 \cdot 10^5$	
387.849	
320.473	
307.56	
348.6	
312.857	
312.479	
315.452	
350.087	
351.414	
335.759	
338.047	
317.019	
318.518	
320.72	
315.448	
332.731	
325.041	
317.667	
321.258	
313.597	

Para determinar el flujo de los componentes se realiza un balance para cada uno de ellos

Balance de Oxígeno

$$FO2_{3_x} := \left(F_{Oas_x} + F_{O2as_x} + A_2 + F_{O2asap_x} \right) - F_{O2e_x}$$

$$FO2_{3_x} =$$

7442.325	$\cdot \frac{kg}{hr}$
7480.911	
7272.267	
7488.376	
7432.9	
7562.941	
7283.671	
7412.785	
7578.516	
443930.925	
443930.925	
7611.582	
7518.902	
7478.306	
7488.183	
7375.805	
7374.612	
7264.818	
7492.859	
7497.035	
7566.964	
7335.855	
7388.892	
7512.758	
7400.529	
7383.958	
7557.44	
7294.964	
7390.931	
7521.369	
7378.14	

Balance de Nitrógeno

$$FN2_{3_x} := F_{Nas_x} + F_{N2as_x} + A_1 + F_{N2asap_x}$$

$$FN2_{3_x} =$$

46556.281	$\cdot \frac{kg}{hr}$
45197.003	
44965.992	
47589.489	
46344.851	
47037.397	
45221.768	
45893.564	
49611.709	
9888135.469	
9888135.469	
50353.606	
46049.399	
45138.626	
47585.147	
45063.957	
45037.28	
44798.82	
47690.027	
47783.654	
47127.652	
46392.544	
45357.545	
45911.547	
45618.638	
45246.766	
46914.045	
45475.157	
45403.272	
46104.789	
45116.222	

Balance de Vapor de Agua excluyendo el agua evaporada del mineral

$F_{H_2O_3_x} := F_{H_2O_{comb}_x} + F_{H_2O_{a_x}} + A_4 + F_{H_2O_{ap}_x} + F_{H_2O_{e_x}}$

$F_{H_2O_3_x} =$
Considerando combustión completa se tiene:

8057.161
7980.535
7984.673
8109.394
8046.472
8073.575
7997.603
8023.658
8211.625
505763.796
505763.796
8249.131
8023.628
7977.584
8109.174
7981.718
7980.369
7976.222
8114.476
8119.209
8078.138
8056.791
7996.56
8016.659
8009.759
7990.959
8067.339
8010.413
7998.871
8026.428
7984.359

$FCO_3_x := 0 \frac{kg}{hr}$
 $F_{H_2}_3_x := 0 \frac{kg}{hr}$

Balance de Dióxido de azufre

$F_{SO_2_3_x} := A_6 + F_{SO_2e_x}$

$F_{SO_2_3_x} =$

834.863
809.238
818.672
849.512
831.866
835.33
822.298
825.468
878.181
$1.405 \cdot 10^5$
$1.405 \cdot 10^5$
888.699
821.323
808.41
849.45
813.707
813.329
816.302
850.937
852.264
836.609
838.897
817.869
819.368
821.57
816.298
833.581
825.891
818.517
822.108
814.447

$\frac{kg}{hr}$

Balance de Dióxido de Carbono

$FCO_2_3_x := A_3 + F_{CO_2e_x}$

$FCO_2_3_x =$

8175.979
7878.722
7988.163
8345.898
8141.209
8181.387
8030.225
8066.992
8678.461
1628301.423
1628301.423
8800.472
8018.905
7869.124
8345.183
7930.56
7926.175
7960.669
8362.43
8377.826
8196.23
8222.766
7978.841
7996.234
8021.78
7960.62
8161.103
8071.897
7986.36
8028.016
7939.151

$\frac{kg}{hr}$

Calor sensible de los gases a la salida del secador mas calor sensible y latente del agua evaporada (Q3)

Calor específico del agua, según Incropera (2003)

Calor específico del combustibe, según Perry (1984)

$$C_{pH_2O} := 4.22 \cdot 10^3 \cdot \frac{J}{kg \cdot K}$$

A temperatura ambiente 35.88 °C promedio

$$T_{0pro} := (35.88 + 273.15)K \quad T_{0pro} = 309.03 K$$

$$C_{pc_x} := \frac{0.383 \text{ kcal} \cdot K \cdot (m^3 \cdot K^2)^{-1} + 0.00045 \cdot \text{ kcal} \cdot (m^3 \cdot K^2)^{-1} \cdot (T_{0x})}{ge \quad C_{pc_x} =}$$

Calor específico y densidad de los gases producto de la combustión, según Incropera (2003)

Temperatura de los gases producto de la combustión

$$T_{gpc} := (96 + 273)K$$

Densidad de los productos de la combustión

$$T_{gpc} = 369 K$$

$$\rho_{N_2} := 0.9625 \cdot \frac{kg}{m^3}$$

$$\rho_{H_2O} := 0.5863 \cdot \frac{kg}{m^3}$$

$$\rho_{CO} := 0.955 \cdot \frac{kg}{m^3}$$

$$\rho_{aire} := 0.9950 \cdot \frac{kg}{m^3}$$

$$\rho_{O_2} := 1.100 \cdot \frac{kg}{m^3}$$

$$\rho_{CO_2} := 1.4743 \cdot \frac{kg}{m^3}$$

$$\rho_{SO_2} := 1.58 \cdot \frac{kg}{m^3}$$

$$\rho_{gc} := \frac{\rho_{N_2} \cdot V_{N_2} + \rho_{O_2} \cdot V_{O_2} + \rho_{H_2O} \cdot V_{H_2O} + (\rho_{SO_2} + \rho_{CO_2}) \cdot V_{RO2}}{V_{H_2O} + V_{N_2} + V_{O_2} + V_{RO2}}$$

$$\rho_{gc} = 1.204 \cdot \frac{kg}{m^3}$$

Calor específico de los gases de la combustión

$$C_{pN_2} := 1.042 \cdot 10^3 \cdot \frac{J}{kg \cdot K}$$

$$C_{pVH_2O} := 2.036 \cdot 10^3 \cdot \frac{J}{kg \cdot K}$$

$$C_{pCO} := 1.045 \cdot 10^3 \cdot \frac{J}{kg \cdot K}$$

$$C_{pCO_2} := 0.901 \cdot 10^3 \cdot \frac{J}{kg \cdot K}$$

$$C_{pO_2} := 0.929 \cdot 10^3 \cdot \frac{J}{kg \cdot K}$$

$$C_{pSO_2} := 0.982 \cdot 10^3 \cdot \frac{J}{kg \cdot K}$$

$$C_{pgs} := \frac{C_{pN_2} \cdot V_{N_2} + C_{pVH_2O} \cdot V_{RO2} + C_{pO_2} \cdot V_{O_2} + (C_{pCO_2} + C_{pSO_2}) \cdot V_{RO2}}{V_{H_2O} + V_{N_2} + V_{O_2} + V_{RO2}}$$

$$C_{pgs} = 1273.928 \cdot \frac{J}{kg \cdot K}$$

Entalpía de los gases de combustión

$$\Delta N_2 := C_{pN_2} \cdot (T_{gpc} - T_{0pro})$$

$$\Delta CO := C_{pCO} \cdot (T_{gpc} - T_{0pro})$$

$2.366 \cdot 10^3$	$\cdot \frac{J}{kg \cdot K}$
$2.365 \cdot 10^3$	
$2.363 \cdot 10^3$	
$2.358 \cdot 10^3$	
$2.368 \cdot 10^3$	
$2.36 \cdot 10^3$	
$2.357 \cdot 10^3$	
$2.357 \cdot 10^3$	
$2.358 \cdot 10^3$	
$2.148 \cdot 10^3$	
$2.148 \cdot 10^3$	
$2.368 \cdot 10^3$	
$2.366 \cdot 10^3$	
$2.369 \cdot 10^3$	
$2.369 \cdot 10^3$	
$2.37 \cdot 10^3$	
$2.372 \cdot 10^3$	
$2.362 \cdot 10^3$	
$2.352 \cdot 10^3$	
$2.363 \cdot 10^3$	
$2.357 \cdot 10^3$	
$2.355 \cdot 10^3$	
$2.355 \cdot 10^3$	
$2.353 \cdot 10^3$	
$2.344 \cdot 10^3$	
$2.347 \cdot 10^3$	
$2.35 \cdot 10^3$	
$2.356 \cdot 10^3$	
$2.373 \cdot 10^3$	
$2.377 \cdot 10^3$	
$2.378 \cdot 10^3$	

$$\Delta N_2 = 6.249 \times 10^4 \cdot \frac{J}{kg}$$

$$\Delta O_2 := C_{pO_2} \cdot (T_{gpc} - T_{0pro})$$

$$\Delta O_2 = 5.571 \times 10^4 \cdot \frac{J}{kg}$$

$$\Delta CO = 6.267 \times 10^4 \cdot \frac{J}{kg}$$

$$\Delta H_2O_2 := C_{p_{vH_2O}} \cdot (T_{gpc} - T_{0pro})$$

$$\Delta H_2O_2 = 1.221 \times 10^5 \cdot \frac{J}{kg}$$

$$\Delta CO_2 := C_{pCO_2} \cdot (T_{gpc} - T_{0pro})$$

$$\Delta CO_2 = 5.403 \times 10^4 \cdot \frac{J}{kg}$$

$$\Delta SO_2 := C_{pSO_2} \cdot (T_{gpc} - T_{0pro})$$

$$\Delta SO_2 = 5.889 \times 10^4 \cdot \frac{J}{kg}$$

Calor que sale con los gases de escape excluyendo el agua evaporada Q3G

$$Q3G_x := FN_{2_x} \cdot \Delta N_2 + FCO_{3_x} \cdot \Delta CO + FO_{2_x} \cdot \Delta O_2 + FSO_{2_x} \cdot \Delta SO_2 + FCO_{2_x} \cdot \Delta CO_2 + FH_{2O_x} \cdot \Delta H_2O_2$$

$$Q3G_x =$$

4798579.669	$\cdot 10^3 \frac{J}{hr}$
4688863.176	
4669777.895	
4882130.629	
4781482.278	
4837687.649	
4690461.336	
4744988.735	
5045658.558	
800638809.996	
800638809.996	
5105652.454	
4757792.664	
4684142.454	
4881779.542	
4677902.092	
4675744.813	
4656259.444	
4890260.685	
4897831.916	
4844986.142	
4785136.813	
4701643.276	
4746645.185	
4722756.682	
4692685.077	
4827712.728	
4710951.817	
...	

Flujo de agua evaporada

$$F4_x := \frac{(100 - Wcs_x)}{100}$$

$$Fva_x := \left(fmh_x \cdot \frac{Wce_x}{100} \right) - \left(Fcs_x \cdot \frac{Wcs_x}{100 F4_x} \right)$$

$$Fva_x =$$

$$Fva1_x := Fva_x \cdot 1000 \cdot \frac{kg}{hr}$$

37.857
40.622
40.62
43.462
38.679
38.76
42.471
40.877
39.804
0
0
38.785
38.653
39.236
38.982
42.233
40.631
41.018
37.749
36.662
36.444
40.784
42.686
44.129
40.692
43.065
41.964
39.684
40.066
38.867
40.553

Calor aportado por el vapor de agua eliminada del mineral (Q3va)

Calor latente de vaporización a la temperatura de salida de los gases

$$\tau := 2252 \cdot 10^3 \cdot \frac{J}{kg}$$

$$Cp1 := Cp \cdot \frac{J}{kg}$$

$$Cd := 4195$$

$$H3_{va_x} := [Cp1 \cdot (TG_x - T0_x) + \tau]$$

$$Q3_{va_x} := Fva1_x \cdot H3_{va_x}$$

$$H3_{va_x} =$$

$$Q3_{va_x} =$$

2517.879	$\cdot 10^3 \frac{J}{kg}$
2487.801	
2483.648	
2516.369	
2493.213	
2563.772	
2523.081	
2474.838	
2497.617	
2252	
2252	
2494.639	
2515.152	
2528.367	
2512.132	
2513.726	
2475.258	
2518.047	
2522.703	
2540.658	
2559.955	
2495.771	
2482.977	
2487.591	
2517.25	
2525.64	
2497.03	
2514.985	
2480.25	
...	

95319331.78	$\cdot 10^3 \frac{J}{hr}$
101059957.422	
100886380.449	
109366527.236	
96435926.183	
99372521.193	
107158354.476	
101163669.591	
99415158.001	
0	
0	
96755148.097	
97218167.833	
99202404.346	
97927036.186	
106163009.747	
100572583.639	
103284846.148	
95228284.957	
93144451.147	
93294948.179	
101788697.824	
105987443.602	
109774585.609	
102432615.209	
108766724.592	
104785384.465	
99804323.462	
...	

Calor sensible de los gases de salida del secador más calor sensible y latente del agua evaporada (Q3)

$Q3_x := Q3G_x + Q3va_x$

$Q3_x =$

100117911.449	$\cdot 10^3 \frac{J}{hr}$
105748820.598	
105556158.343	
114248657.865	
101217408.462	
104210208.842	
111848815.812	
105908658.326	
104460816.558	
800638809.996	
800638809.996	
101860800.551	
101975960.498	
103886546.8	
102808815.728	
110840911.839	
105248328.452	
107941105.592	
100118545.642	
98042283.063	
98139934.321	
106573834.638	
110689086.878	
114521230.794	
107155371.891	
113459409.668	
109613097.193	
104515275.279	
104078647.394	
101743018.607	
106240529.861	

Calor aportado por el combustibe (Q1)

$VC := 4.1868 \cdot 10558.18 \cdot 10^3 \frac{J}{kg}$

Valor calórico inferior del combustibe
(Lab. químico empresa ECG enero 2012)

$Qfc_x := VC \cdot F_{c_x} + F_{c_x} \cdot C_{pc_x} \cdot (To_x - T0_x)$

$Qfc_x =$

105909982.083	$\cdot 10^3 \frac{J}{hr}$
97785815.189	
100761306.851	
110518757.265	
104960585.639	
106036650.302	
101903923.835	
102900534.728	
119622402.535	
44204988024	
44204988024	
122980492.592	
101610195.54	
97522681.282	
110536475.245	
99202246.368	
99076530.735	
100016090.078	
110957593.137	
111426434.38	
106427998.087	
107153915.745	
100480205.83	
100952993.667	
101620410.654	
99974069.632	
105439634.575	
103036063.413	
...	

Calor que entra con el mineral Q2

$T_{ch0} := T0$

$Qch_x := fmhkg_x \cdot C_{pc} \cdot (T_{ch0_x} - T0_x)$

$Qch_x =$

0	$\cdot \frac{J}{hr}$
0	
0	
0	
0	
0	
0	
0	
0	
0	
0	
0	
0	
0	
0	
0	
0	
0	
0	
0	

Rendimiento térmico del secador

$$\eta_{\text{sec}_x} := \frac{Q^3_{\text{va}_x}}{Q_{\text{fc}_x} + Q_{\text{st}}}$$

$$\eta_{\text{sec}_x} =$$

0.781
0.888
0.864
0.864
0.797
0.814
0.908
0.85
0.733
0
0
0.696
0.826
0.873
0.774
0.921
0.873
0.89
0.75
0.731
0.762
0.826
0.909
0.938
0.87
0.937
0.862
0.838
0.851
0.822
0.879

$$Q^3_{\text{va}_x} =$$

95319331.78
101059957.422
100886380.449
109366527.236
96435926.183
99372521.193
107158354.476
101163669.591
99415158.001
0
0
96755148.097
97218167.833
99202404.346
97927036.186
106163009.747
100572583.639
103284846.148
95228284.957
93144451.147
93294948.179
101788697.824
105987443.602
109774585.609
102432615.209
108766724.592
104785384.465
99804323.462
99373306.368
96980746.795
101558401.341

$$\cdot 10^3 \frac{\text{J}}{\text{hr}}$$

$$Q_{\text{fc}_x} =$$

105909982.083
97785815.189
100761306.851
110518757.265
104960585.639
106036650.302
101903923.835
102900534.728
119622402.535
44204988024
44204988024
122980492.592
101610195.54
97522681.282
110536475.245
99202246.368
99076530.735
100016090.078
110957593.137
111426434.38
106427998.087
107153915.745
100480205.83
100952993.667
101620410.654
99974069.632
105439634.575
103036063.413
100744900.272
101885668.478
99479757.562

$$\cdot 10^3 \frac{\text{J}}{\text{hr}}$$

Flujo de agua retenida

$$F_{ar_x} := F_{cs_x} \cdot \frac{W_{cs_x}}{100}$$

$$F_{ar_x} =$$

3348.415	. $\frac{\text{kg}}{\text{hr}}$
3812.76	
3719.645	
4206.4	
3468.6	
3318	
3910	
3624.4	
3625.63	
0	
0	
3547.8	
3531.6	
3718.4	
3440	
4089	
3813.6	
4033.4	
3329.85	
3172.4	
2535	
3285.6	
3440	
3910	
3780	
4206.4	
3452	
3624.4	
3718.4	
3325.9	
3539.7	

Calor que sale con mineral seco y el agua retenida (Q4)

$$Q_{cs_x} := \left(F_{cs_x} \cdot C_{p_c} + F_{ar_x} \cdot C_{p_{H_2O}} \right) \cdot \left(T_{cs_x} - T_{0_x} \right)$$

$$Q_{cs_x} =$$

3340529.378	. $10^3 \frac{\text{J}}{\text{hr}}$
3364624.639	
3174773.641	
3404557.489	
3246792.646	
3234650.415	
2869441.549	
3331873.046	
3203211.715	
0	
0	
3243836.661	
3322364.464	
3119459.544	
3066532.874	
3012167.806	
2817775.683	
3409769.104	
3287343.336	
3348424.513	
2834017.204	
3388050.414	
2425388.546	
3590611.673	
3291382.577	
3979652.402	
3109267.265	
3525390.418	
3453228.459	
2976586.968	
3544246.839	

Estimación del consumo de combustible

$$Fmo_x := \frac{Q3G_x + Q3va_x + Qcs_x + (QTCT) - Qst}{AA_x}$$

$$Fmo_x =$$

2.057·10 ³	· $\frac{kg}{hr}$
2.185·10 ³	
2.177·10 ³	· $\frac{kg}{hr}$
2.378·10 ³	
2.08·10 ³	· $\frac{kg}{hr}$
2.148·10 ³	
2.312·10 ³	· $\frac{kg}{hr}$
2.188·10 ³	
2.153·10 ³	· $\frac{kg}{hr}$
1.784·10 ⁴	
1.784·10 ⁴	· $\frac{kg}{hr}$
2.095·10 ³	
2.099·10 ³	· $\frac{kg}{hr}$
2.137·10 ³	
2.112·10 ³	· $\frac{kg}{hr}$
2.292·10 ³	
2.161·10 ³	· $\frac{kg}{hr}$
2.235·10 ³	
2.057·10 ³	· $\frac{kg}{hr}$
2.011·10 ³	
2.002·10 ³	· $\frac{kg}{hr}$
2.205·10 ³	
2.276·10 ³	· $\frac{kg}{hr}$
2.389·10 ³	
2.216·10 ³	· $\frac{kg}{hr}$
2.374·10 ³	
2.268·10 ³	· $\frac{kg}{hr}$
2.161·10 ³	
2.149·10 ³	· $\frac{kg}{hr}$
2.085·10 ³	
2.199·10 ³	· $\frac{kg}{hr}$

$$AA_x := VC + C_{pc_x} \cdot (To_x - T0_x)$$

Cálculo del Error Absoluto

$$\%e_x := \frac{(F_{c_x} - Fmo_x)}{F_{c_x}} \cdot 100$$

$$Difmo_x := F_{c_x} - Fmo_x$$

$$Difmo_x =$$

328.363	· $\frac{kg}{hr}$
17.963	
93.622	· $\frac{kg}{hr}$
112.458	
284.317	· $\frac{kg}{hr}$
241.464	
-15.531	· $\frac{kg}{hr}$
130.357	
542.625	· $\frac{kg}{hr}$
9.822·10 ⁵	
9.822·10 ⁵	· $\frac{kg}{hr}$
675.822	
190.068	· $\frac{kg}{hr}$
59.509	
378.133	· $\frac{kg}{hr}$
-56.898	
70.635	· $\frac{kg}{hr}$
17.803	
443.449	· $\frac{kg}{hr}$
499.215	
396.132	· $\frac{kg}{hr}$
209.952	
-11.476	· $\frac{kg}{hr}$
-113.445	
74.363	· $\frac{kg}{hr}$
-120.351	
109.147	· $\frac{kg}{hr}$
160.445	
120.228	· $\frac{kg}{hr}$
209.257	
40.981	· $\frac{kg}{hr}$

$$\%e_x =$$

13.763
0.815
4.124
4.516
12.025
10.107
-0.676
5.622
20.133
98.216
98.216
24.395
8.303
2.709
15.186
-2.546
3.165
0.79
17.734
19.888
16.517
8.695
-0.507
-4.986
3.246
-5.341
4.592
6.911
5.299
9.119
1.83

Índice de productividad
del secador

$$Ic_x := \frac{F_{cs_x}}{F_{c_x}} \left(\frac{\text{toneladasde mineral seco}}{\text{toneladasde combustible}} \right)$$

$Ic_x =$

35.531
41.212
39.482
38.387
35.781
35.159
40.069
38.125
32.81
1·10 ³
1·10 ³
31.621
38.094
40.785
34.538
42.064
40.681
41.629
33.712
32.827
32.523
36.776
37.979
40.437
39.287
42.429
36.312
38.075
39.488
36.693
39.018

Índice de consumo de
combustible segun el
balance

$$Icb_x := \frac{F_{c_x}}{F_{cs_x}}$$

$Icb_x =$

0.0281
0.0243
0.0253
0.0261
0.0279
0.0284
0.025
0.0262
0.0305
0.001
0.001
0.0316
0.0263
0.0245
0.029
0.0238
0.0246
0.024
0.0297
0.0305
0.0307
0.0272
0.0263
0.0247
0.0255
0.0236
0.0275
0.0263
0.0253
0.0273
0.0256

Índice de consumo teórico

$$Icde_x := \frac{F_{mo_x}}{F_{cs_x}} \left(\frac{\text{toneladasde combustible}}{\text{toneladasde mineral seco}} \right)$$

$Icde_x =$

0.0243
0.0241
0.0243
0.0249
0.0246
0.0256
0.0251
0.0248
0.0243
0
0
0.0239
0.0241
0.0239
0.0246
0.0244
0.0238
0.0238
0.0244
0.0244
0.0257
0.0248
0.0265
0.026
0.0246
0.0248
0.0263
0.0244
0.024
0.0248
0.0252

Calor necesario para secar el mineral laterítico

$$Q_{gs_x} := Q_{fc_x} + Q_{st} - Q_{cs_x} + Q_{va_x}^3 + Q_{Tconv} + Q_{Trad}$$

Flujo de aire de combustión

$$F_{ac_x} := \rho_{aire} \cdot V_{a_{real}} \cdot F_{C_x}$$

$$Q_{gs_x} =$$

217888012.268
215480375.755
218472141.441
236479954.794
218148946.959
222173748.863
226192064.546
220731559.056
235833576.604
44224987251.783
44224987251.783
236491031.812
215505226.692
213604853.866
225396206.34
222352316.092
216830566.474
219890394.905
222897762.542
221221688.797
216888156.845
225553790.938
224041488.669
227136195.386
220760871.069
224760369.605
227114979.558
219314224.24
...

$$\cdot 10^3 \frac{J}{hr}$$

$$F_{ac_x} =$$

308253.708
284604.399
293311.386
321772.214
305487.473
308683.954
296657.743
299582.898
348230.396
129202957.656
129202957.656
357937.414
295757.198
283840.81
321715.365
288728.557
288379.709
291123.98
323087.5
324312.344
309864.869
311976.046
292569.761
293953.525
295985.888
291120.104
307070.209
299973.091
293167.971
296482.027
289412.041

$$\cdot \frac{kg}{hr}$$

Calor específico del aire a la temperatura ambiente

$$C_{pac} := 1.02 \cdot 10^3 \cdot \frac{J}{kg \cdot K}$$

Flujo succionado por el VTI

$$F_{VTI_x} := \frac{Q_{gs_x}}{C_{p_{gs}} \cdot T_{g_x}} \quad F_{VTI_x} =$$

460208.037
465135.119
470299.857
497468.844
467042.53
455175.536
477105.409
478443.81
505593.635
127092964.62
127092964.62
505622.21
454563.733
446357.383
476066.327
468376.968
465489.539
465063.005
468896.792
462273.831
444927.367
483555.237
482288.86
488281.242
464401.541
474085.544
482945.257
464470.135
468334.466
...

$$\cdot \frac{kg}{hr}$$

Flujo de gases de la combustión

$F_{gc_x} := F_{c_x} \cdot V_g \cdot \rho_{gc}$

$F_{gc_x} =$

4.322·10 ⁶	$\cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$
3.99·10 ⁶	
4.112·10 ⁶	
4.511·10 ⁶	
4.283·10 ⁶	
4.328·10 ⁶	
4.159·10 ⁶	
4.2·10 ⁶	
4.882·10 ⁶	
1.811·10 ⁹	
1.811·10 ⁹	
5.018·10 ⁶	
4.146·10 ⁶	
3.979·10 ⁶	
4.51·10 ⁶	
4.048·10 ⁶	
4.043·10 ⁶	
4.082·10 ⁶	
4.53·10 ⁶	
4.547·10 ⁶	
4.344·10 ⁶	
4.374·10 ⁶	
4.102·10 ⁶	
4.121·10 ⁶	
4.15·10 ⁶	
4.081·10 ⁶	
4.305·10 ⁶	
4.206·10 ⁶	
4.11·10 ⁶	
4.157·10 ⁶	
4.058·10 ⁶	

Calor combustible

$Q_{fc_x} =$

2.942·10 ⁷	W
2.716·10 ⁷	
2.799·10 ⁷	
3.07·10 ⁷	
2.916·10 ⁷	
2.945·10 ⁷	
2.831·10 ⁷	
2.858·10 ⁷	
3.323·10 ⁷	
1.228·10 ¹⁰	
1.228·10 ¹⁰	
3.416·10 ⁷	
2.823·10 ⁷	
2.709·10 ⁷	
3.07·10 ⁷	
2.756·10 ⁷	
2.752·10 ⁷	
2.778·10 ⁷	
3.082·10 ⁷	
3.095·10 ⁷	
2.956·10 ⁷	
2.976·10 ⁷	
2.791·10 ⁷	
2.804·10 ⁷	
2.823·10 ⁷	
2.777·10 ⁷	
2.929·10 ⁷	
2.862·10 ⁷	
2.798·10 ⁷	
2.83·10 ⁷	
2.763·10 ⁷	

Calor Mineral seco y agua retenida

$Q_{cs_x} =$

9.279·10 ⁵	W
9.346·10 ⁵	
8.819·10 ⁵	
9.457·10 ⁵	
9.019·10 ⁵	
8.985·10 ⁵	
7.971·10 ⁵	
9.255·10 ⁵	
8.898·10 ⁵	
0	
0	
9.011·10 ⁵	
9.229·10 ⁵	
8.665·10 ⁵	
8.518·10 ⁵	
8.367·10 ⁵	
7.827·10 ⁵	
9.472·10 ⁵	
9.132·10 ⁵	
9.301·10 ⁵	
7.872·10 ⁵	
9.411·10 ⁵	
6.737·10 ⁵	
9.974·10 ⁵	
9.143·10 ⁵	
1.105·10 ⁶	
8.637·10 ⁵	
9.793·10 ⁵	
9.592·10 ⁵	
8.268·10 ⁵	
9.845·10 ⁵	

Calor físico aportado por el aire (Q5)

$Q_{fa_x} := (F_{ac_x}) \cdot C_{pac} \cdot (T_{0_x} - T_{0_x})$

$Q_{fa_x} =$

0	W
...	