

REPÚBLICA DE CUBA
MINISTERIO DE EDUCACION SUPERIOR
INSTITUTO SUPERIOR MINERO METALÚRGICO
FACULTAD METALURGIA – ELECTROMECHANICA
MOA – HOLGUÍN



Tesis en opción al título de master en ciencias

TITULO: *Investigación del arrastre de partículas en los gases durante el secado del mineral laterítico en tambores cilíndricos rotatorios*

AUTOR : *Ing. Enrique Torres Tamayo*

TUTOR: *Dr. Eulicer Fernández Maresma*

1999

"Año del 40 aniversario del triunfo de la revolución"

DICATORIA

A mis padres y hermanos, por el aliento que me motiva

A mi esposa por su comprensión y apoyo

A nuestra revolución por las posibilidades que me ofrece

AGRADECIMIENTO

A los Drs. Rafael Pérez Barreto, Raúl Izquierdo Pupo, Pedro Beyris, Aristides Legrá y Ms. C. Marcos Medina por su asesoría científica y disposición desinteresada para ofrecerme ayuda.

Al Ms. C. Mario Feliú por su colaboración.

A todos los que de un modo u otro contribuyeron con el desarrollo de este trabajo

INDICE

	Pág.
RESUMEN	
Capítulo I – INTRODUCCIÓN	1
I.1 – Planteamiento del problema	1
I.2 – Revisión bibliográfica	2
I.3 – Fundamentos teóricos	6
I.3.1 – Estructura interna de los secaderos	6
I.3.2 – Características del mineral alimentado	8
I.3.3 – Principales variables que caracterizan el secado del mineral laterítico en tambores rotatorios	10
I.3.4 – Equilibrio y formas de enlace de la humedad con el material durante el secado	13
I.3.5 – Interacción entre el gas y cuerpos sólidos	14
I.4 – Hipótesis científica. Objetivos y tareas del trabajo	18
Capítulo II – MATERIALES Y MÉTODOS	19
II.1 – Diseño teórico de la investigación	19
II.2 – Materiales y equipamientos auxiliares	22
II.2.1 – Selección del juego de tamices	22
II.2.2 – Mediciones del flujo de gases por el interior del secador	25
II.3 – Técnica experimental utilizada para determinar el tiempo de retención	28
Capítulo III – RESULTADOS	31
III.1 – Procesamiento estadístico y análisis de los resultados en el secadero #2	31
III.1.1 – Codificación de las variables	32
III.1.2 – Análisis de regresión	32
III.1.3 – Prueba de Fisher – Snedecor	33
III.1.4 – Cálculo del coeficiente de correlación	34
III.2 – Procesamiento estadístico y análisis de los resultados en el secadero #1	35

III.2.1 – Codificación de las variables y análisis de regresión	36
III.2.2 – Prueba de Fisher – Snedecor	37
III.2.3 – Cálculo del coeficiente de correlación	37
III.3 – Resultados de las mediciones a la concentración de polvo hacia la atmósfera	39
III.4 – Valoración económica de los resultados	42
CONCLUSIONES	44
RECOMENDACIONES	45
BIBLIOGRAFIA	46
ANEXOS	41

Resumen

Se utiliza un método estadístico - matemático de planificación de experimentos para la investigación del comportamiento del arrastre de partículas finas en los gases durante el secado del mineral laterítico en uno de los secadores en condiciones normales de operación y en un segundo donde se eliminaron los levantadores sectoriales en el último tercio del equipo, así como la influencia de los gases residuales provenientes de la planta de hornos de reducción. Se obtiene la correlación y regresión entre las variables de entrada más importantes que intervienen en el proceso: velocidad de los gases en el interior del cilindro (**V**) y contenido de humedad de entrada de los gases (**W**), y el arrastre de partículas (**A**) como variable de salida. La valoración económica de los resultados ofrece alentadoras perspectivas sobre la generalización industrial de la propuesta.

CAPITULO I

INTRODUCCIÓN

I.1- Planteamiento del problema.

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.

El secado, desde el punto de vista industrial, es un proceso de transferencia de calor y de masa, mediante el cual se hace pasar un producto desde un estado inicial húmedo a otro estado final menos húmedo, lo que implica extraer el líquido que le impregna, moja o disuelve obteniendo un producto diferente al inicial, ya sea como producto final o como intermedio en un proceso de fabricación dado. Este líquido suele ser agua natural o mezclada, también puede tratarse de otro tipo de disolvente orgánico e inorgánico.

Este proceso en la empresa Ernesto Che Guevara tiene la finalidad de reducir el contenido de humedad del mineral laterítico hasta valores mínimos, con la mayor eficiencia posible para facilitar la molienda. Según datos de proyectos al secador debe entrar una materia prima con una relación Limonita/Serpentina igual a 3; esta relación es actualmente difícil de alcanzar, inclusive en las partes más profundas de los pozos donde se concentra el mayor porcentaje de serpentina, esto trae consigo que independientemente de una buena homogeneización se esté trabajando con una relación LB/SB superior a 8; y las perspectivas futuras indican que se seguirá trabajando con este tipo de materia prima.

La Limonita es un material con un elevado contenido de partículas por debajo de 74 μm , que es la granulometría con que debe salir más del 80% del mineral una vez que pasa por el

proceso de molienda; durante el movimiento de este por el interior del tambor secador se produce la aglomeración del mineral, se elimina solo el agua superficial, quedando gran parte del agua interna, todo esto trae consigo la reducción del porcentaje de arrastre en el flujo de gases por debajo de los valores establecidos para estos tipos de equipos, aumentando el contenido de partículas finas que van al proceso de molienda lo que influye negativamente en el trabajo de los mismos. Cuando esto sucede es necesario disminuir la eficiencia operativa de los secaderos reduciendo la alimentación de materia prima para obtener los parámetros deseados en el producto final.

TENIENDO EN CUENTA TODO LO ANTERIORMENTE REFERIDO, SE DECLARA LA SIGUIENTE **SITUACIÓN PROBLÉMICA:**

La alimentación al secador de un mineral muy fino y húmedo con relación limonita/serpentina mayor que 3, que durante su paso por el interior del equipo se produce la aglomeración de las partículas, se elimina solo el agua superficial, quedando gran parte del agua interna; todo esto trae consigo la reducción del porcentaje de arrastre en el flujo de gases, aumentando el contenido de partículas finas que van al proceso de molienda. Cuando esto sucede es necesario disminuir la eficiencia operativa de los secaderos reduciendo la alimentación de material para obtener las características deseadas en el producto final.

I.2. – Revisión bibliográfica.

Los secadores rotatorios tienen una larga historia de uso en la industria. Numerosos estudios se han acometido en los mismos desde el punto de vista tecnológico para lograr mayor eficiencia durante el secado de los diferentes materiales y mayor calidad en los productos que se obtienen. Estos han estado dirigidos en varias direcciones: para describir el comportamiento de la transferencia de calor y masa en el secador, el transporte de sólidos, y en otros casos, estudios dedicados a caracterizar la cinética de secado y la humedad de equilibrio.

Así, en cuanto a la cinética de secado y la humedad de equilibrio, Fulford [12], proporciona una buena cantidad de modelos de la literatura rusa para describir este comportamiento. Philip y De Vries [44], representan 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. Más tarde, Luikov [26], propuso que la transferencia de humedad en un material poroso es el resultado del gradiente de contenido de humedad, temperatura y presión; Whitaker [56], obtuvo ecuaciones aproximadas de secado de forma continua para diferentes materiales; Huang [18], usó un sistema de ecuaciones para la etapa funicular de secado en el cual el movimiento del líquido debido al flujo capilar es dominante y un sistema diferente de ecuaciones para el estado pendular, donde el movimiento de la humedad ocurre a través de la difusión del vapor.

Dinulescu y Eckert [7], presentan una solución analítica para la migración unidireccional de humedad bajo gradientes de contenido de humedad y temperatura asumiendo propiedades de transporte constante y obtuvieron relaciones para la temperatura y campos de humedad en forma adimensional.

Plumb y otros [45], 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. Peishi y Pei [41], 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 sorción en la que el transporte de humedad es debido al movimiento del agua ligada y la transferencia de vapor, usando el modelo desarrollado ellos 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 y Turner [19], usaron forma integral de ecuaciones de conservación considerando un elemento de volumen promedio, el que consta del sólido poroso, agua y vapor de agua; también usaron diferentes juegos de ecuaciones para regiones húmedas y secas. Collard y otros [5], estudiaron las deformaciones inducidas en el secado de una placa arcillosa, para ello utilizaron un par de parámetros del modelo difusivo en las ecuaciones de secado y un modelo reológico con seis parámetros para predecir la deformación inducida en la placa. Se presentan en el trabajo la dependencia de los parámetros del modelo reológico sobre el contenido de humedad a partir de experimentos y la evaluación del contenido de agua y perfiles de tensiones durante el secado.

Thomas y otros [53], resolvieron las ecuaciones de Luikov 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 constante de los materiales; compararon los resultados de los dos casos con los de un análisis lineal del secado de una sección de madera y constataron que no había ninguna diferencia con los resultados no lineales, de ahí que asumir las propiedades del material constante se justifique en algunos casos.

Ferguson y otros [9], derivaron las ecuaciones de conservación para líquido y aire usando aproximaciones continuas para el secado de madera por debajo del punto de ebullición del agua; usaron la técnica del volumen de control como un punto de referencia para validar los resultados obtenidos usando el método de elementos finitos; encontraron ligera diferencia en los resultados de ambos métodos durante la última etapa de secado.

Kallel y otros [20], estudiaron el efecto del contenido de humedad inicial y coeficiente de transferencia de calor por convección en el secado de ladrillos; usaron ecuaciones de conservación para líquidos, aire y vapor de agua similar a las utilizadas por Whitaker [56]. El efecto del flujo capilar en la primera etapa de secado y difusión gaseosa en la última etapa son dado en términos de coeficientes difusivos para los líquidos y vapores. Usando los coeficientes de difusividad obtenidos experimentalmente por Perrin y Javelas [42], Muregesan [33], realiza 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.

En nuestro País 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 pueden destacar los trabajos desarrollados por Novoa y Meinardo [34, 35, 36] para el secado de zeolita a escala de laboratorio, en estos se obtienen ecuaciones empíricas que describen el comportamiento de la cinética del secado de este producto siguiendo el

modelo propuesto por Hall, obteniendo además los valores de humedad de equilibrio para diferentes valores de temperaturas y humedad inicial; finalmente con todos los resultados alcanzados se realiza un programa de computación para simular este proceso y predecir su comportamiento bajo determinadas condiciones de operación.

Todo lo anterior es aplicable para el secado de materiales de forma estática y en un régimen de temperatura constante. En el caso de los cilindros rotatorios estas condiciones no se cumplen debido a que se crea un gradiente de temperatura a todo lo largo del equipo, además este se mantiene rotando, y hace que el producto a secar se encuentre en constante movimiento, debido a esto los mecanismos de transferencia de calor y masa tienen forma compleja, difícil de predecir a través del secado estático con regímenes de temperatura constante.

La simulación exitosa de los secadores rotatorios requiere del conocimiento exacto del tiempo de residencia y la transferencia de calor en el interior del equipo. Baker [1], revisó diferentes modelos de distintos autores para predecir el tiempo de residencia promedio del sólido en el secador. Estos incluyen los modelos semiteóricos de Friedman y Marshall [11], Saeman y Mitchel [46], los modelos analíticos de Schofield y Glikin [48], Kelly [22] y Glikin [15] y los modelos computarizados de Kelly y Donnell [21]. Baker [1], ilustra la diversidad de contradicciones de esos métodos debido a que se aplican solo para secadores típicos bajo condiciones de flujo de aire estático. Los resultados fueron particularmente confusos en presencia de flujo de aire.

Se llegó a la conclusión de que esos modelos se adecuan para bajas velocidades del flujo de gases, en el rango de la velocidad del aire de interés industrial (1-5 m/s) no existe correlación satisfactoria; posteriormente los modelos de Matchett y Baker [28] son modificados por Matchett y Sheikh [29] y se usan por Papadakis y otros [40] para describir el movimiento de la partícula en el interior del secador.

Baker [1] también revisó varios 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, que consiste en un coeficiente 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. Baker [3], 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. Schofield y Glikin [48], auxiliándose de esta aproximación, usaron una ecuación teórica para predecir el área de la superficie y una relación empírica para la transferencia de calor en materiales esféricos. Papadakis y otros [40], para estimar el coeficiente de transferencia de calor pelicular usaron las relaciones propuestas por Langrish y otros [25], sus aproximaciones son básicamente las mismas que las de Schofield y Glikin, pero realizan gran cantidad de experimentos para eliminar las debilidades del método.

En general, en nuestro país la literatura recoge pocos intentos de estudios experimentales de los secadores rotatorios, al parecer por la dificultad de hacer mediciones en dicho agregado, particularmente en condiciones industriales. Las más relevantes de estas han involucrado a secadores a amplia escala, pero debido a lo mencionado anteriormente carecen de una data precisa y adecuada de la transferencia de calor y masa y del movimiento de la partícula por el interior del equipo, todos estos aspectos son los que han motivado la realización de este trabajo con vista a profundizar en el transporte de partículas en el flujo de gases durante el secado del mineral laterítico en cilindros rotatorios.

I.3.- Fundamentos teóricos.

I.3.1.- Estructura interna de los secaderos

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 (anexo 3).

- Periféricos.
- Sectoriales.
- Sectoriales con anillos interiores.
- En forma de cruz.

Para los materiales en pedazos o húmedos que no se rompen al caer, se instala un sistema de levantadores periféricos (anexo 3) 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 (anexo 3) 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 (anexo 3). 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 rejillas de volteo

está muy desarrollada 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.

I.3.2.- Características del mineral alimentado.

Según datos de proyecto el mineral que llega al secador debe tener una relación (LB/SB)=3 y una humedad de entrada del 36%, con una granulometría que debe comportarse aproximadamente como sigue:

Tabla I.1. Granulometría del mineral según datos de proyecto

Clase de tamaño	% en peso	Clase de tamaño	% en peso
+101.6	0.3	+1.4	2.7
+50.8	0.6	+0.83	5.2
+38.1	0.6	+0.417	3.8
+25.4	0.7	+0.246	3.9

+19.05	0.5	+0.149	2.6
+12.7	0.6	+0.074	11.3
+6.35	2.7	+0.044	8.1
+3.36	2.3	-0.044	54.1

En la actualidad independientemente de una buena homogeneización esa relación no se cumple inclusive en las partes más profundas de los posos donde se concentra el mayor porcentaje de serpentina, trabajando con una relación (LB/SB) > 8 y las perspectivas futuras indican que se seguirá trabajando con este tipo de materia prima.

Para comprobar este comportamiento, antes de acometer el trabajo se realizó un análisis granulométrico al mineral de entrada a partir de cinco muestras aleatorias tomadas en diferentes días de trabajo, los resultados promedios de cada una de ellas se muestran a continuación:

Tabla I.2. Granulometría del mineral en condiciones actuales.

Clase de tamaño	% en peso	Clase de tamaño	% en peso
+4	6.31	+0.315	1.739
+3.15	1.883	+0.25	0.761
2.5	1.283	+0.16	1.4
+2.0	0.452	+0.125	0.917
+1.6	0.61	+0.090	1.378
+1.0	1.322	+0.063	2.474
+0.8	0.952	-0.063	77.01
+0.5	1.513	---	---

Como se puede observar en las tablas, según proyecto el 62% del mineral debe tener granulometría por debajo de los 74 μ m, sin embargo el análisis muestra que esa cantidad sobrepasa el 77%, lo que demuestra el incremento del porcentaje de partículas finas con relación a los datos de proyecto.

La alimentación de mineral muy fino al secador dificulta el proceso de secado debido a que se elimina sólo el agua superficial, quedando el agua reticular o interna que ayuda a la aglomeración del mineral, provocando un aumento de humedad en el producto del secadero. Esto provoca la formación de pelets que dificulta el proceso de molienda.

Con este mineral alimentado aumenta el consumo de petróleo, disminuyendo la eficiencia operativa de los equipos ya que es necesario reducir la alimentación para poder obtener las características granulométrica deseadas en el producto final.

Un aumento en la granulometría de entrada favorece el secado y la eficiencia operativa de los secaderos, pero perjudica la eficiencia operativa de los molinos ya que aumenta el tiempo de retención del mineral en estos equipos para entregar el producto adecuado. De todo esto se deduce que es necesario homogeneizar el mineral antes de alimentar a los secaderos según está establecido debido a que las partículas de mayor tamaño ayudan a romper los pelets y por ende se reduce el contenido de humedad en el producto final, es decir, se reduce el consumo de petróleo y mejora la eficiencia de los tambores secadores.

1.3.3. - Principales variables que caracterizan el secado del mineral laterítico en tambores rotatorios

- *Tiempo de retención del mineral.*

Este factor determina el tiempo medio necesario de permanencia del mineral dentro del secadero. Este tiempo se determina de forma experimental y es importante conocerlo para garantizar un producto con las características correctas. En el trabajo realizado por Durán [8], se encuentra la metodología y los resultados experimentales en el cálculo del mismo, donde se llega a la conclusión de que el tiempo de permanencia del mineral dentro del tambor secador es de 61min. En el capítulo II se expone de forma sintetizada la metodología para determinar el mismo.

- **Velocidad del gas.**

Esta velocidad es importante y se calcula sobre la base de la capacidad del secadero. Una velocidad alta de los gases calientes provoca poco contacto entre las fases (gases y mineral) lo que conlleva a un secado deficiente del mineral y, además, el consumo de petróleo debe aumentar para dar más calor a estos gases, afectando los costos de operación de la planta. Así, el arrastre de polvo aumenta llevando consigo partículas con alto contenido de humedad que pueden afectar el sistema de limpieza de gases.

Una baja velocidad de los gases (ya sea producto a una avería o mala operación) puede provocar un recalentamiento de la superficie del secadero, un deficiente secado producto a la saturación de estos gases calientes y también el recalentamiento en la cámara de combustión con posible desprendimiento de ladrillos.

Por esto la velocidad de los gases debe ser la adecuada, según cálculos, para garantizar una buena operación de secado, esta puede tomar valores entre 3 ÷ 5 m/s.

- *Temperatura del aire o gas*

La velocidad depende directamente de la temperatura que traerá como resultado lo anteriormente expuesto, además con gases muy calientes se afecta el sistema de colección de polvo en los electrofiltros pues la eficiencia disminuye producto a que los gases arrastran el polvo por tener más velocidad. También pueden dañarse los elementos sensores de este sistema de colección de polvo.

- *Diámetro del secadero*

Con un diámetro pequeño la cortina de mineral que se forma recorre un tramo muy corto lo que no le permite estar mayor tiempo en contacto con los gases. Todo lo contrario ocurre cuando se usa un diámetro grande. El diámetro se calcula en dependencia de la cantidad de mineral, entre otras cosas, y no puede ser infinitamente grande porque el consumo de energía es proporcional al diámetro y a la carga del tambor secador

- **Longitud del secadero**

También se tiene en cuenta la capacidad del secadero; la longitud de este debe permitir el secado del mineral que se alimenta hasta la humedad requerida cuando el equipo está a máxima capacidad. En la primera mitad del tambor la humedad se elimina en mayor cuantía por estar los gases más calientes, utilizando la longitud restante para liquidar una cantidad pequeña de humedad.

- *Pendiente del secadero*

Esta permite que el mineral se vaya arrastrando a la velocidad adecuada hasta la descarga del secadero. Para equipos largos este ángulo oscila entre $2,5 \div 3$ grados y para los cortos pueden llegar hasta 6 grados.

- **Capacidad de los levantadores del secadero**

Estos son los elementos fundamentales que intervienen en el secado, pues mediante ellos es posible elevar el material y dejarlo caer en forma de cortinas, lo que permite el contacto con el gas caliente. A medida que rota el secadero, las paletas recogen el mineral y lo hacen caer en cascadas en finas corrientes paralelas. El aire caliente fluye a través del cilindro entre las cortinas formadas al caer el mineral.

La capacidad de los levantadores depende de la altura radial de las paletas y el número de cortinas que caen dependen del número y forma de las paletas o levantadores.

- **Velocidad de rotación del secadero**

El mineral recogido por los levantadores debe ser descargado en forma de cortinas uniformes. Para ello se necesita de una velocidad adecuada. Si la velocidad es pequeña, el mineral rodará en forma paralela sin formar cortinas. De igual forma si la velocidad es muy alta, el mineral seguirá una trayectoria circular, lo que no permitirá la formación de las cortinas y con ello el secado incorrecto.

De aquí que sea necesario trabajar dentro del rango de revoluciones proyectadas para cada tambor secador a fin de garantizar que el producto obtenido posea los valores de humedad deseada.

- *Otras condiciones.*

Los secaderos tienen que ser cargados de forma apropiada, ya que si se llenan de forma inadecuadamente de material, quedará sobre la parte superior y no es expuesto a la corriente de gases calientes y la humedad de salida del mineral será afectada por esta razón.

De igual forma ocurre cuando el equipo se carga por debajo de lo debido. En este caso existe posibilidad de que el material pueda avanzar muy rápidamente por el secadero hacia la descarga y, por consiguiente, no se seque.

1.3.4. -Equilibrio y formas de enlace de la humedad con el material durante el secado.

Si el material se encuentra en contacto con los gases húmedos entonces en principio son posibles dos procedimientos:

- Secado (desorción de la humedad del material siendo la presión parcial del vapor sobre la superficie del material P_m superior a su presión parcial en el gas).
- Humectación (sorción de la humedad por el material para $P_m < P_v$).

En el procedimiento de secado la magnitud P_m disminuye y se aproxima a su límite $P_m = P_v$. En este caso comienza el estado de equilibrio dinámico al que corresponde la humedad límite del material, llamada humedad equilibrada W_e .

La humedad equilibrada depende de la presión parcial del vapor sobre el material o de la magnitud de la humedad relativa del aire que es proporcional a dicha presión.

El mecanismo del procedimiento de secado depende considerablemente de la forma de enlace de la humedad con el material, cuanto más sólido es dicho enlace, más difícil transcurre el secado. Durante el secado se altera el enlace de la humedad con el material. P.A. Rebinder propuso la siguiente clasificación de las formas de enlace de la humedad con el material: química, físico – química y físico – mecánica.

La humedad ligada químicamente es la que se une con mayor solidez al material en determinadas proporciones y puede eliminarse sólo calentando el material hasta altas

temperaturas como resultado de una reacción química. Esta humedad no puede ser eliminada del material por secado.

Durante el secado se elimina, como regla, sólo la humedad enlazada con el material en forma físico – química y mecánica. La más fácil de eliminar resulta la humedad enlazada mecánicamente que a su vez se subdivide en: humedad de los macrocapilares y microcapilares (capilares con el radio medio, aproximadamente mayor y menor de 10^{-5} cm, respectivamente). Los macrocapilares se llenan de humedad durante el contacto directo de esta con el material, mientras que en los microcapilares la humedad penetra tanto por contacto directo, como por la absorción de la misma desde el medio ambiente. La humedad de los macrocapilares se elimina con facilidad no solo por secado, sino también empleando métodos mecánicos.

El enlace físico – químico une dos tipos de humedad que difieren en la solidez del enlace con el material: humedad ligada osmóticamente y por adsorción. La primera se encuentra dentro de las células del material y se retiene por las fuerzas osmóticas. La segunda se retiene sólidamente sobre la superficie y en los poros del material. La humedad de adsorción requiere para su eliminación un gasto considerablemente mayor de energía que la humedad ligada osmóticamente.

Con arreglo a las operaciones de secado la humedad del material se clasifica desde el punto de vista más amplio en libre y ligada. La humedad libre es aquella cuya velocidad de evaporación a partir del material es igual a la velocidad de evaporación del agua desde una superficie libre, por consiguiente, al haber humedad libre en el material $P_m = P_s$, donde P_s es la presión del vapor de agua saturado sobre la superficie libre. La humedad ligada es aquella cuya velocidad de evaporación a partir del material es menor que la velocidad de evaporación del agua desde la superficie libre $P_m < P_s$.

1.3.5. -Interacción entre el gas y cuerpos sólidos.

Durante el movimiento del flujo de gases por el interior de un conducto, cerca de las paredes aparece una capa laminar debido a la humectación, a medida que se aleja de las paredes aumenta la velocidad de movimiento y es posible la formación de movimiento turbulento.

Siendo frecuentes las variaciones de dirección del flujo, su velocidad y sus impactos con obstáculos aumentan considerablemente la formación de torbellinos. Si para el tubo directo el valor crítico del número de Reynolds es alrededor de $2000 \div 2300$, en los casos descritos decrece hasta $100 \div 500$.

Durante el movimiento de un sólido en el gas surge el frotamiento en el límite entre la superficie del sólido y el gas. Como resultado la velocidad del gas sobre la superficie del sólido es igual a cero, o sea una película de gas se pega a esta superficie y se mueve junto con el sólido. A una distancia pequeña de la superficie del sólido el régimen de movimiento del líquido es laminar. El sólido puede moverse respecto al gas lentamente, es decir en el régimen laminar. Para el movimiento del sólido en el gas este régimen corresponde al número de Reynolds < 2 .

En el régimen turbulento en el sólido contorneado se forman vórtices debido a que en esta zona aparece una depresión que obstaculiza el movimiento de dicho sólido. Por esta razón el cuerpo sólido debe sobrepasar no solamente el frotamiento, sino el tiro inverso creado por los torbellinos.

En forma general la fuerza de resistencia de un medio a un sólido en movimiento se puede expresar mediante la fórmula de Newton:

$$P = \lambda \times F \times \frac{V^2 \times \rho_m}{2} \quad (1)$$

Donde:

V- Velocidad del medio respecto al cuerpo sólido, m/s.

ρ_m - Densidad del gas, kg/m^3 .

F – Área de la proyección del cuerpo perpendicular a la dirección del movimiento, m^2 .

$\lambda/2$ - Coeficiente dependiente del carácter del movimiento.

Para régimen laminar $\lambda = 24/\text{Re}$ y para régimen turbulento $\lambda = 0.44$.

El Número de Reynolds para conocer el tipo de régimen se determina por la siguiente ecuación:

$$\text{Re} = \frac{V \times d}{\nu}$$

Donde:

ν - Coeficiente cinemático del gas

Para el régimen turbulento (en nuestro caso $\text{Re}=630000$) la fuerza de interacción del cuerpo sólido y el gas o sea la fuerza de resistencia, para partículas esféricas, toma la forma siguiente:

$$p = 0.44 \times \frac{\pi \times d^2}{4} \times \frac{V^2 \times \rho_m}{2} = 0.173 \times d^2 \times V^2 \times \rho_m \quad (2)$$

Durante el movimiento de la partícula bajo la fuerza de gravedad el medio también ofrece resistencia, a medida de que esta baje, crece su velocidad y al mismo tiempo la resistencia, pero para las partículas menudas llega rápidamente un momento tal, cuando la fuerza de gravedad se hace igual a la fuerza de resistencia y a partir de ese momento sigue moviéndose hacia abajo por inercia con una velocidad constante.

La fuerza de gravedad de una partícula es igual a su volumen multiplicado por su densidad (ρ_s) y la aceleración de la fuerza de gravedad (g).

$$F_g = \frac{\pi \times d^3}{6} \times \rho_s \times g \quad (3)$$

Tomando en consideración la fuerza de Arquímedes la ecuación 3 toma la siguiente forma:

$$F_g = \frac{\pi \times d^3 \times g}{6} \times (\rho_s - \rho_m) \quad (4)$$

Igualando las ecuaciones 1 y 3 y realizando algunas transformaciones se obtiene la siguiente ecuación para el cálculo del diámetro de las partículas que pueden ser arrastradas en el flujo de gases.

$$d = \frac{1.038 \times V^2 \times \rho_m}{\pi \times g \times \rho_s} \quad (5)$$

De la fórmula 5 se deduce que para determinado diámetro de las partículas, existe una velocidad a la cual ellas pueden ser arrastradas. En caso las partículas esféricas las ecuaciones siguen siendo las mismas, pero los coeficientes empleados varían.

En la tabla I.3 se muestran los cálculos del diámetro de las partículas que pueden ser arrastradas en el flujo de gases para diferentes velocidades a partir de mediciones realizadas en la cámara de evacuación ubicada en la salida de los secaderos 1 y 2.

Tabla I.3. Mediciones de flujo y diámetro de las partículas que pueden ser arrastradas en el flujo de gases.

#	Secador No.1				Secador No.3			
	Δh (mmH ₂ O)	V ₁ (m/s)	V ₃ (m/s)	d (μm)	Δh (mmH ₂ O)	V ₁ (m/s)	V ₃ (m/s)	d (μm)
1	20.45	20.03	4.35	151	22.54	21.03	4.57	155
2	22.58	21.05	4.57	155	20.53	20.07	4.36	151
3	20.04	19.83	4.31	150	19.88	19.75	4.29	150
4	19.9	19.76	4.29	150	20.27	19.94	4.33	150
5	22.01	20.78	4.52	154	21.69	20.63	4.48	153
6	18.17	18.88	4.1	146	21.34	20.46	4.44	152
7	19.18	19.4	4.22	149	23.3	21.38	4.65	156
8	20.18	19.9	4.32	150	22.22	20.88	4.54	154
9	20.55	20.08	4.36	151	21.97	20.76	4.51	154

Como se puede observar en la tabla anterior con la velocidad de los gases que circula por el interior del secador se pueden arrastrar las partículas de 74μm y alcanzar un mayor arrastre del que se produce en la actualidad.

1.4. – Hipótesis científica. Objetivos y tareas del trabajo.

Teniendo en cuenta los aspectos teóricos reseñados en el epígrafe anterior, así como los resultados de la revisión bibliográfica realizada, se formula la siguiente **Hipótesis Científica**:

Al aumentar el recorrido de la cortina de mineral se logra un mayor contacto con los gases calientes que favorecen el proceso de transferencia de calor y masa, se reduce la aglomeración del material en el interior del cilindro e incrementa el arrastre de partículas finas.

A fin de confirmar esta hipótesis científica, se realizan las corridas experimentales que se exponen en el capítulo II según el diseño de experimento escogido y posteriormente en el capítulo III se analizan los resultados obtenidos. El **objetivo** que se pretende alcanzar es el siguiente:

Evaluar cómo influye el incremento del recorrido de la cortina de mineral en el arrastre de partículas finas al eliminar los levantadores sectoriales en el último tercio del secador.

Para garantizar el cumplimiento de este objetivo nos situamos como **tareas del trabajo** las siguientes:

- ***Obtener la correlación y regresión entre las variables de entrada V y W y la variable de salida A, que intervienen en el secado del mineral laterítico en cilindros rotatorios.***
- ***Determinar el comportamiento del arrastre de partículas en el secador con los levantadores sectoriales y sin la presencia de los mismos después de ejecutada la modificación.***

CAPÍTULO II

MATERIALES Y MÉTODO

II.1. – Diseño teórico de la investigación.

Para el desarrollo de la parte experimental de la investigación se utilizaron los secaderos 1 y 2, sometiéndolos a diferentes regímenes de trabajo a fin de evaluar la influencia de aquellos factores que pudieran tener un efecto significativo en el arrastre de partículas.

Teniendo en cuenta que no se dispone de una expresión matemática que haya sido publicada, que permita fijar de antemano los valores de aquellas variables que definan la máxima eficiencia en el arrastre de partículas, nos proponemos realizar el tratamiento matemático de los principales factores involucrados en el proceso, estos son:

- Número de revoluciones del tambor secador.

- Humedad de entrada del mineral.
- Temperatura de los gases en la entrada del secador.
- Composición granulométrica del mineral.
- Velocidad de los gases por el interior del secador.
- Contenido de humedad de los gases en la entrada del equipo.
- Pendiente del secador.
- Otros.

Después de un estudio preliminar del tema, consideramos que las más importantes son: velocidad de los gases en el interior del secador (V) y la humedad de los gases en la entrada del equipo (W), las demás variables se consideraron aleatorias y constantes.

Las variables V y W fueron escogidas por las consideraciones siguientes:

Velocidad de los gases en el interior del secador

Es el principal parámetro que caracteriza el arrastre, de ella depende el diámetro de las partículas que pueden ser arrastradas en el flujo de gases. Aplicando el método descrito por Gordon [16] se llega a una expresión para determinar este diámetro en función de la velocidad de los gases, válido para el transporte neumático en un flujo de gases. El secado de minerales en cilindros rotatorios tiene forma compleja, donde se combinan los procesos de transferencia de calor y masa con el transporte de partículas en el flujo de gases, es por ello que esta metodología se puede aplicar para conocer el diámetro de las partículas que pueden ser arrastradas, pero no para determinar la influencia de esta variable en el arrastre.

niveles escogidos para esta variable:

- Nivel 1: 3.5m/s
- Nivel 2: 4.5m/s

La elección de estos está determinado por el rango de velocidades recomendada por la literatura para operar en los secadores cilíndricos rotatorios, estableciéndose de esta forma el nivel principal en 4m/s.

Contenido de humedad de los gases en la entrada del secador

En esta variable juegan un papel importante los gases residuales provenientes de los hornos de reducción; desde el proyecto original de la empresa se concibió utilizar los mismos porque son portadores de un gran flujo de calor ya que salen de hornos de reducción con una temperatura de 230 °C aproximadamente; después que se implementó el uso de los mismos en los secaderos el consumo de combustible en estos equipos ha disminuido sensiblemente, reduciéndose desde 39 kg/ton. mineral seco hasta 34 kg/ton. mineral seco. Mora [31] realiza una evaluación detallada del efecto de estos gases en el secado a partir de un balance térmico y de masa, esto muestra la enorme importancia del uso de los mismos en los secaderos.

Los gases residuales llegan al secador con un elevado contenido de humedad (33%), esto hace que el proceso se desarrolle en un ambiente mucho más húmedo, lo que favorece la aglomeración del material durante su paso por el interior del secador, influyendo de forma negativa en el arrastre de partículas finas.

Para esta variable se adoptaron los niveles siguientes:

- Nivel 1: 11%
- Nivel 2: 16%

Estos niveles se definieron mezclando gases residuales con los productos de la combustión del combustible, tomando como nivel principal 13.5%.

Una vez definidas las variables y sus niveles se planificaron los experimentos a fin de confirmar la hipótesis científica planteada a través de un diseño de experimento factorial completo a dos niveles 2^k . Este método de planificación estadística de la investigación, establece el número de ensayos (N) mínimo a realizar, en nuestro caso $N = 2^2 = 4$.

Donde:

k – Es el número de factores.

La matriz de este diseño de experimento para cada uno de los secadores es como sigue:

No. Exp.	V(m/s)	W(%)
1	3.50	11
2	3.50	16
3	4.50	11
4	4.50	16

En cada una de las posiciones referidas se realizaron 5 repeticiones, finalmente el total de mediciones a considerar es 20 para cada secador investigado. En el capítulo III se procederá al procesamiento estadístico matemático de los resultados de los experimentos.

II.2 - Materiales y equipamientos auxiliares.

II.2.1 - Selección del juego de tamices.

El cribado es un procedimiento de separación de minerales áridos por clases de grosor mediante el tamizado de los mismos en una o varias cribas, o de clasificación de minerales en las superficies de las cribas. Los granos de minerales cuyo tamaño es superior a los orificios de la criba después del cribado quedan en la misma, mientras que los granos de menor tamaño caen por los orificios.

En la evaluación de los secaderos una etapa de vital importancia lo constituye sin dudas el análisis granulométrico del mineral laterítico con el objetivo de conocer el diámetro de las partículas que son arrastradas por el flujo de gases.

Toma de muestras y mediciones

Para los experimentos se utilizaron simultáneamente los secaderos 1 y 2, a los cuales se le tomaron muestras de mineral por un periodo de 4h en un intervalo de 15min, en tres puntos diferentes:

- Entrada al secador.
- Salida del secador (mineral grueso hacia molienda).
- Salida del secador (sistema de limpieza de gases).

Paralelo a esto se realizaron mediciones del flujo de gases en la salida del equipo y proveniente de la planta de hornos, también se registró el consumo de combustible en ese periodo, así como otros parámetros necesarios para un análisis posterior de los resultados obtenidos.

Cálculo de la cantidad mínima de mineral para el cribado

La cantidad mínima de mineral que se necesita para el cribado se determina por la siguiente expresión:

$$Q_{\text{mín}} = 0.02 \cdot d^2 + 0.5 \cdot d$$

Donde:

d – Diámetro máximo de las partículas [mm]

QMÍN – CANTIDAD MÍNIMA DE MINERAL EN CADA MUESTRA [KG]

Tomando en consideración que por proyecto la granulometría del mineral alimentado por debajo de 3.982mm supera el 91% del total y que las partículas finas son las de mayor interés para el estudio, se fijará este valor para determinar la cantidad de mineral necesaria en cada muestra y para la selección del juego de tamices.

$$Q_{\text{mín}} = 0.02 \cdot (3.982)^2 + 0.5 \times 3.982$$

$$Q_{\text{mín}} = 2.3 \text{ kg.} = 2300\text{g}$$

Para el mineral fino arrastrado por los gases de escape se utilizaron 200g debido a que el diámetro de las partículas está por debajo de los 149 μ m.

Selección del juego de tamices

Para la selección del juego de tamices se utiliza la escala incompleta de Tayler con módulo $\sqrt{2}$, en esta selección se tomó como punto de partida el diámetro máximo de las partículas que se desean analizar, los valores se muestran en la siguiente tabla:

Tabla II.1. Juego de tamices según la serie incompleta de Tayler

#	Diám. de los orif. [mm]	#	Diám. de los orif. [mm]
1	3.982	8	0.352
2	2.816	9	0.249
3	1.991	10	0.176
4	1.408	11	0.124
5	0.996	12	0.088
6	0.704	13	0.06
7	0.498	14	0.044

Por no poder encontrar esta serie de forma exacta se seleccionaron los tamices más próximos a cada uno de los valores anteriores de forma que no se alterara la esencia del experimento.

Tabla II.2. Juego de tamices seleccionados para los experimentos

#	Diám. de los orif. [mm]	#	Diám. de los orif. [mm]
1	4	8	0.5
2	3.15	9	0.315
3	2.5	10	0.25
4	2.0	11	0.16
5	1.6	12	0.125

6	1.0	13	0.090
7	0.8	14	0.063

El cribado se puede realizar por vía seca o por vía húmeda, en este caso se utilizó la segunda buscando mayor precisión en los resultados obtenidos.

II.2.2 - MEDICIONES DEL FLUJO DE GASES POR EL INTERIOR DEL SECADOR.

El flujo de gases se determina a partir de mediciones en la cámara de evacuación con ayuda de un tubo de Prandtl, para ello es necesario conocer el diagrama de flujo en el equipo y las características de cada una de las corrientes.

DIAGRAMA DE FLUJO EN EL SECADOR

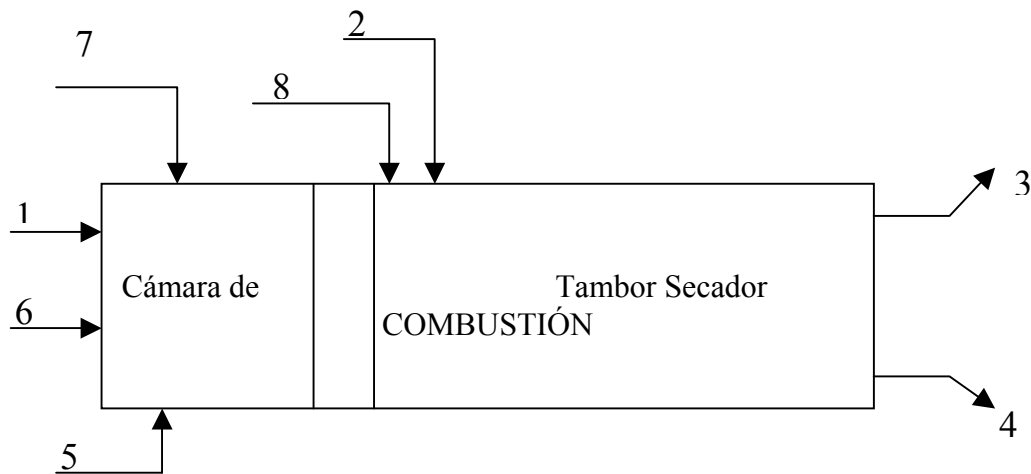


Tabla II.3. Diferentes corrientes que entran y salen del secador

No	Corrientes
1	Fuel - oil
2	Mineral húmedo
3	Gases más agua evaporada

4	Mineral seco más agua retenida
5	Aire primario o de combustión
6	Aire de pulverización
7	Gases de hornos o aire de dilución
8	Aire parásito

En el diagrama de flujo se observa que la corriente a la cual es necesario realizarle mediciones para determinar el flujo de gases es la No. 3. La metodología empleada para realizar las mediciones es la siguiente:

La diferencia de niveles Δh se determina en la escala inclinada del tubo de Prandtl en el largo ΔL , el cual depende del ángulo de inclinación con respecto a la horizontal α , y es $\Delta h = \Delta L \times \alpha$, está expresada en mm H₂O, para expresarla en mm Hg es necesario dividir el valor que se obtiene por 13.6. Es necesario aclarar que para la medición de Δh se tuvo en cuenta la distribución irregular de la velocidad de los gases en la sección transversal del conducto, realizándose para ello diez mediciones y trabajando con el valor medio de las mismas.

La densidad real de los gases se determina considerando el valor de la misma en condiciones normales de temperatura y presión, cuyo valor en este caso es de 1.293.

$$\rho = 1.293 \times \frac{273}{760} \times \frac{760 \pm \Delta h}{273 + T_g}$$

Donde:

T_g – Temperatura de los gases en el lugar donde se realizan las mediciones, K

Δh – Altura de presión, mm Hg.

Después de realizar algunas transformaciones a la ecuación de Bernoulli y tomando en consideración los parámetros analizados anteriormente, la velocidad de los gases en el lugar donde se realiza la medición se determina por la siguiente expresión.

$$V_1 = \sqrt{\frac{2 \times g \times \Delta h}{\rho}} \quad [\text{m/s}] \quad (6)$$

Finalmente el flujo volumétrico de gases para cada una de las mediciones realizadas se determina aplicando la ecuación de gasto.

$$Q = \frac{V_1 \times A}{3600} \quad [\text{m}^3/\text{h}]$$

La velocidad de los gases determinada por la ecuación (2) no representa la velocidad en el interior del secador, pues el diámetro de la sección transversal de la tubería no coincide; en el punto de medición este tiene un valor de 1.92 m con un área de la sección transversal del conducto de 2.89 m². Para el secador el área libre por donde se mueven los gases se determina a continuación.

Área libre por donde se mueven los gases en el interior del secadero

El área de la sección transversal del equipo se puede determinar de la siguiente manera:

$$A_0 = \frac{\pi \times d^2}{4}$$

Donde:

d - diámetro interior del secadero, m

$$A_0 = 15.9\text{m}^2$$

Teniendo en cuenta las dimensiones de los levantadores sectoriales y periféricos se determina el área de los mismos (ver planos del anexos). Durán [8] realiza el cálculo detallado de estas, en este trabajo solo se exponen los resultados obtenidos para cada uno de los casos.

Área de los levantadores sectoriales

$$A_1 = 0.324 \text{ m}^2$$

Área de los levantadores periféricos (para 18 levantadores)

$$A_2 = 0.11718 \text{ m}^2$$

Área ocupada por el mineral

$$A_3 = 2.16 \text{ m}^2$$

Área por donde se mueve el flujo de gases

$$A = A_0 - (A_1 + A_2 + A_3)$$

$$A = 13.3 \text{ m}^2$$

Para determinar la velocidad de los gases en el interior del secador es necesario aplicar la ecuación de continuidad.

$$V_3 = \frac{V_1 \times A_1}{A} \quad [\text{m/s}] \quad (7)$$

En la ecuación (5) se trabaja con el valor de la velocidad de la ecuación (7) para obtener el diámetro de las partículas que pueden ser arrastradas por el flujo de gases. La ecuación (5) depende además de la densidad del mineral laterítico que tiene un valor de $\rho_s = 800 \text{ kg/m}^3$ y del coeficiente dinámico de viscosidad del gas, el cual es una propiedad de la sustancia y puede encontrarse en tablas.

II.3. Técnica experimental utilizada para determinar el tiempo de retención.

El tiempo que permanece el mineral dentro del tambor secador tiene gran importancia en los procesos de transferencia de calor y masa e influye en la productividad del equipo; para esto es necesario determinar el mismo con el objetivo de continuar la investigación en esta temática y realizar la toma de muestra que permita llevar a cabo el análisis granulométrico.

Existen fórmulas empíricas que permiten estimar el tiempo de retención dentro del tambor secador, dentro de ellas se puede destacar la de Ginstting, Zilberman y Guozdev que plantea lo siguiente:

$$t = \frac{0.00783 \times L}{S_d \times D \times N}$$

Donde:

t – Tiempo de permanencia del mineral dentro del tambor secador (h).

L – Longitud del cilindro (h).

S_d – Inclinación (m/m).

D – Diámetro (m).

N – Velocidad de rotación (rpm)

Las condiciones experimentales a partir de las cuales se obtuvieron esta y otras ecuaciones difieren de las condiciones en que se realiza el secado del mineral laterítico; las características del mineral utilizado también difieren, por lo que es mucho más exacto obtener este desde el punto de vista experimental.

Como sustancia trazadora se utilizó carbonato de sodio cuya cantidad se calculó en función de la carga del equipo, esta se alimenta junto al mineral húmedo y a partir de los 5min se comienzan a tomar las muestras en la descarga del secador en un intervalo de tiempo de 2min entre cada muestra; en cada punto es necesario tomar tres mediciones para trabajar con el valor medio. Para detectar la presencia del sodio en las muestras se utilizó un equipo de absorción atómica del laboratorio central de la empresa Che Guevara.

Tabla II.4. Resultados experimentales promedios de la toma de muestras en la salida del secador para la detección del sodio.

Tiempo (min)	% Sodio	Tiempo (min)	% Sodio
5	0.0264	47	0.184
7	0.02867	49	0.1677
9	0.0253	51	0.1997
11	0.0343	53	0.19
13	0.062	55	0.204
15	0.055	57	0.236
17	0.052	59	0.239
19	0.063	61	0.222
21	0.07	63	0.203
23	0.0703	65	0.232
25	0.073	67	0.186
27	0.084	69	0.15567
29	0.08967	71	0.14
31	0.126	73	0.11567
33	0.108	75	0.0753
35	0.157	77	0.0313
37	0.12167	79	0.018
39	0.147	81	0.015
41	0.166	83	0.007
43	0.1713	85	0.0093
45	0.175		

Con estos resultados y apoyándonos en el programa de computación Microcal Origin se plotearon los puntos obtenidos y se realizó un ajuste de curva con vista a determinar el punto máximo que se corresponda con el mayor porcentaje de sodio en las muestras analizadas, comprobándose que el tiempo de retención del mineral dentro del tambor secador es de 61 minutos aproximadamente.

CAPITULO III

RESULTADOS

De acuerdo con el diseño experimental previsto en el capítulo anterior para cada uno de los secaderos analizados se realizaron 5 réplicas, los resultados de las 20 mediciones después de efectuar una limpieza de datos, eliminando aquellos valores que no corresponden a la data tomada, se muestran en la siguiente matriz:

Tabla III.1 Resultados del arrastre de partículas para cada una de las réplicas realizadas en el secadero #2.

V(m/s)	W(%)	A ₁ (%)	A ₂ (%)	A ₃ (%)	A ₄ (%)	A ₅ (%)	A _m (%)
3.50	11.00	20.10	19.80	20.24	20.40	21.90	20.48
3.50	16.00	17.84	18.40	18.10	17.97	18.50	18.16
4.50	11.00	26.4	26.1	25.8	25.9	26.2	26.08
4.50	16.00	25.1	25.4	24.3	24.7	24.4	24.78

Donde:

A₁, A₂,.....A₅ – Valores del arrastre para cada una de las réplicas en los diferentes niveles de las variables.

A_m – Valor medio de las réplicas.

III.1. Procesamiento estadístico y análisis de los resultados en el secadero #2.

III.1.1. Codificación de las variables

La codificación de las variables se realiza con el objetivo de determinar de forma simple los coeficientes del modelo asignándole códigos a cada uno de los niveles de las variables de la siguiente forma:

$$X_1 = \frac{V - 4}{0.5}$$

$$X_2 = \frac{W - 13.5}{2.5}$$

$$X_{12} = \frac{V - 4}{0.5} \times \frac{W - 13.5}{2.5}$$

La matriz codificada se muestra a continuación.

X_1	X_2	X_{12}	A_m
-1	-1	+1	20.49
-1	+1	-1	18.16
+1	-1	-1	26.08
+1	+1	+1	24.78

III.1.2. Análisis de regresión

Los resultados experimentales fueron procesados por el análisis de regresión lineal aplicando el modelo lineal generalizado que tiene como expresión general para este caso:

$$Y_{IJK} = \mu + \alpha_I + \beta_J + e_K$$

Donde:

μ - Es la media total de la variable de salida.

α_I - Es el efecto que produce el factor en el nivel (I).

β_I - Efecto que produce el factor en el nivel (J)

e_{IJ} – Es el error aleatorio en el nivel (I) de la réplica (J).

Y_{IJK} - Valor real en el nivel (I) de la réplica (J)

Cálculo de los coeficientes del modelo

Aplicando las técnicas estadísticas, utilizando las variables codificadas y la tabla III.1, los coeficientes del modelo toman los siguientes valores:

$$b_0 = 22.38$$

$$b_1 = 3.05$$

$$b_2 = - 0.91$$

$$b_{12} = 0.26$$

La ecuación de regresión con las variables codificadas:

$$A = 22.38 + 3.05X_1 - 0.91X_2 + 0.26X_{12}$$

III.1.3. Prueba de Fisher – Snedecor.

Esta prueba se realiza para determinar cuales de las variables anteriores van incluidas en el modelo, para ello es necesario determinar Fisher ($F_{obs.}$) a partir de los cálculos correspondientes y compararlo con el de la tabla (F_{Tabla}). Aplicando la metodología de cálculo correspondiente se obtienen los siguientes resultados:

	$F_{obs.}$	F_{Tabla}
F_A	603.24	4.60
F_B	53.69	4.60
F_{AB}	1.47	3.34

Como se puede observar en los dos primeros casos $F_{obs.} > F_{Tabla}$, quiere decir, que las variables X_1 y X_2 son significativas y deben estar incluidas en el modelo. En el último caso $F_{obs.} < F_{Tabla}$, por tanto la variable X_{12} no es significativa y no debe estar incluida dentro del modelo.

Debido a que $F_{obs.} > 1$ se puede plantear que el procedimiento experimental satisface todos los supuestos del ANVA por lo que no es necesario realizar pruebas de aleatorización, independencia, homogeneidad, etc., además el modelo lineal es una buena aproximación a la verdad de los hechos y describe de forma apropiada el fenómeno.

Después de este razonamiento, eliminando el efecto de la interacción, la ecuación de regresión toma la forma siguiente:

$$A = 22.38 + 3.05X_1 - 0.91X_2$$

Modelo descodificado sin considerar las interacciones

$$A = 2.894 + 6.1V - 0.364W$$

III.1.4. Cálculo del coeficiente de correlación.

V	W	Y_i	Y_j	$(Y_i - Y_j)^2$	$(Y_j - Y_g)^2$
3.5	11	20.49	20.24	0.06	4.57
3.5	16	18.16	18.42	0.07	15.66
4.5	11	26.08	26.34	0.07	15.70
4.5	16	24.78	24.52	0.06	4.59

Donde:

Y_i – Valor promedio de las respuestas según el número de experimentos.

Y_j – Valor de respuestas calculadas según el modelo.

Y_g – Valor promedio de los resultados de Y_i

El coeficiente de correlación:

$$R = \sqrt{1 - \frac{\sum(Y_i - Y_j)^2}{\sum(Y_i - Y_g)^2}}$$

R=0.99

Como se puede apreciar en los resultados anteriores el coeficiente de correlación es superior a 0.99 y el ajuste realizado es estadísticamente significativo, lo que infiere que por un lado la ecuación de regresión obtenida refleja fielmente el proceso, y por otro que sus resultados son correctos; en los anexos (anexos 4) se muestra el gráfico que refleja para cada caso el comportamiento del arrastre en función de los valores V y W. Del análisis de los mismos se puede concluir que:

- Existe tendencia al incremento del arrastre en la medida en que se incrementa el valor de V, esto se explica debido a que con el incremento de la velocidad de los gases por el interior del secadero aumenta el diámetro de las partículas que pueden ser arrastradas en el flujo de gases, y por ende, incrementa el arrastre.
- En la medida en que se incrementa el contenido de humedad de los gases a la entrada del secador (W) se produce una reducción del arrastre de partículas finas, aunque esto se compensa con la reducción del consumo de combustible por toneladas de mineral seco el cuál desciende desde 37kg/tseca hasta 32.11kg/tseca

III.2. Procesamiento estadístico y análisis de los resultados en el secadero #1

La metodología aplicada anteriormente se utilizó también para evaluar el secadero #1 cuyos resultados fundamentales se exponen a continuación:

Tabla III.2. Resultados del arrastre de partículas para cada una de las réplicas realizadas en el secadero #1.

V(m/s)	W(%)	A ₁ (%)	A ₂ (%)	A ₃ (%)	A ₄ (%)	A ₅ (%)	A _m (%)
3.50	11.00	36.40	36.20	36.30	36.50	36.40	36.36
3.50	16.00	34.70	33.90	34.10	33.80	34.40	34.18

4.50	11.00	43.00	42.80	42.40	42.60	42.70	42.70
4.50	16.00	40.25	39.40	38.90	40.00	39.40	39.59

III.2.1. Codificación de las variables y análisis de regresión

X ₁	X ₂	X ₁₂	A _m
-1	-1	+1	20.49
-1	+1	-1	18.16
+1	-1	-1	26.08
+1	+1	+1	24.78

Los resultados experimentales fueron procesados por el análisis de regresión lineal múltiple aplicando el modelo lineal generalizado que tiene como expresión general para este caso:

$$Y_{IJK} = \mu + \alpha_I + \beta_J + e_K$$

Donde:

μ - Es la media total de la variable de salida.

α_I - Es el efecto que produce el factor en el nivel (I).

β_I - Efecto que produce el factor en el nivel (J)

e_{IJ} - Es el error aleatorio en el nivel (I) de la réplica (J).

Y_{IJK} - Valor real en el nivel (I) de la réplica (J)

Cálculo de los coeficientes del modelo

Aplicando las técnicas estadísticas, utilizando las variables codificadas y la tabla III.1, los coeficientes del modelo toman los siguientes valores:

$$b_0 = 38.21$$

$$b_1 = 2.94$$

$$b_2 = - 1.32$$

$$b_{12} = - 0.23$$

La ecuación de regresión con las variables codificadas:

$$A = 38.21 + 2.94X_1 - 1.32X_2 - 0.23X_{12}$$

III.2.2. Prueba de Fisher – Snedecor

	F _{obs.}	F _{Tabla}
F _A	1156.55	4.60
F _B	233.1	4.60
F _{AB}	2.36	3.34

Como se puede observar en los dos primeros casos $F_{obs.} > F_{Tabla}$, quiere decir, que las variables X_1 y X_2 son significativas y deben estar incluidas en el modelo. En el último caso $F_{obs.} < F_{Tabla}$, por tanto, la variable X_{12} no es significativa y no debe estar incluida dentro del modelo.

Debido a que $F_{obs.} > 1$ se puede plantear que el procedimiento experimental satisface todos los supuestos del ANVA por lo que no es necesario realizar pruebas de aleatorización, independencia, homogeneidad, etc., además el modelo lineal es una buena aproximación a la verdad de los hechos y describe de forma apropiada el fenómeno.

Después de este razonamiento la ecuación de regresión toma la forma siguiente:

$$A = 38.21 + 2.94X_1 - 1.32X_2$$

Modelo descodificado sin considerar las interacciones

$$A = 21.82 + 5.88V - 0.53W$$

III.2.3. Cálculo del coeficiente de correlación

V	W	Y_i	Y_j	$(Y_i - Y_j)^2$	$(Y_j - Y_g)^2$
3.5	11	36.36	36.59	0.05	2.62
3.5	16	34.18	33.95	0.05	18.13
4.5	11	42.7	42.47	0.05	18.17
4.5	16	39.59	39.83	0.06	2.63

Donde:

Y_i – Valor promedio de las respuestas según el número de experimentos.

Y_j – Valor de respuestas calculadas según el modelo.

Y_g – Valor promedio de los resultados de Y_i

El coeficiente de correlación:

$$R = \sqrt{1 - \frac{\sum (Y_i - Y_j)^2}{\sum (Y_i - Y_g)^2}}$$

$$R=0.993$$

Como se puede apreciar en los resultados anteriores el coeficiente de correlación es superior a 0.99 y el ajuste realizado es estadísticamente significativo, lo que se infiere que por un lado la ecuación de regresión obtenida refleja fielmente el proceso, y por otro que sus resultados son correctos, en los anexos (anexos 4 y 5) se muestran los gráficos que reflejan el comportamiento del arrastre para los secaderos #1 y 2 en función de los valores V y W. Del análisis de los mismos se puede concluir que:

- A medida que se incrementa la altura de vuelo de las partículas existe un incremento del arrastre, lo que confirma la hipótesis científica planteada inicialmente. Este incremento en

el secadero #1 alcanza un valor promedio de 15.81% con relación al secadero #2 en función de los regímenes de trabajo y de las características del mineral alimentado.

- Existe tendencia al incremento del arrastre en la medida en que se incrementa el valor de V y se reduce con el incremento de W, Las causas fundamentales de este comportamiento son las mismas que las presentadas en las conclusiones de los resultados del secadero #2.

III.3. Resultados de las mediciones a la concentración de polvo hacia la atmósfera

La protección del medio ambiente se ha convertido, en los últimos años, en una de las cuestiones que más inquietan a la humanidad. Los grandiosos medios técnicos de que dispone el hombre para explorar las riquezas naturales, el acelerado desarrollo de la economía y el crecimiento de la población, han dado lugar a consecuencias indeseables para la humanidad, tales como: el agotamiento de los recursos naturales, la contaminación ambiental, los ruidos, la pérdida de los valores estéticos del medio circundante y la merma acelerada del fondo genético, entre otros. No es por lo tanto casual que las organizaciones científicas, sociales, políticas, los estados y gobiernos de muchas partes del mundo se hayan preocupado por tomar medidas que, de una forma u otra, están dirigidas a garantizar un uso racional de los recursos naturales y la protección del medio ambiente.

El periodo industrial moderno se ha caracterizado por la creación masiva de máquinas y los procesos de fabricación que emplean energía. Las principales fuentes de estas son los carbones, el petróleo, el gas natural y de alguna otra manera la energía hidráulica y nuclear.

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

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 de partículas, pero así mismo influye el tamaño de estas. Para una misma concentración las partículas que absorben una mayor cantidad de energía son las de diámetros comprendidos entre 0.1 a 1 μ m.

Estas influyen sobre los materiales, entre los efectos que pueden tener sobre estos tenemos:

- Abrasión: realizada 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 producen sobre la vegetación puede considerarse como muy pequeños y prácticamente inexistentes. Tan solo pueden cifrarse como peligrosos aquellos que se derivan para zonas muy próximas a puntos de producción de partículas en cantidades notables. Las partículas solas o en combinación con otros contaminantes representan un peligro muy grave para la salud.

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

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

Las partículas entran en el 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 $5\mu\text{m}$ de diámetro quedan detenidas en los bellos de la cavidad nasal y también pueden quedar atrapadas por la mucosa que tapiza la traquea y la cavidad nasal. Los comprendidos entre $0.5 - 5\mu\text{m}$ son capaces de penetrar hasta el sistema respiratorio inferior depositándose en los bronquios. De aquí que en la mayoría de los casos sean eliminados al cabo de pocas horas por espiración.

La situación más preocupante corresponde a las partículas menores de $0.5\mu\text{m}$, ya que se ha estimado que más del 50% de las partículas de $0.01 - 0.1\mu\text{m}$ que penetra en los alvéolos se depositan allí, donde es difícil eliminarlos por carecer de cilios y mucosas, pudiendo permanecer durante meses e incluso años degradando la salud del hombre.

Las partículas sólidas de pequeño tamaño, generalmente menores de 10µm de diámetro, son de gran importancia porque dado su tamaño permanecen en el aire mucho tiempo antes de sedimentarse.

Las partículas pueden tener un efecto tóxico de una o más de las maneras siguientes:

- Pueden ser intrínsecamente tóxicas por sus características inherentes químicas.
- 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 inertes: 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 característico de la neumoconiosis.

Debido al incremento del arrastre de partículas finas hacia el sistema de limpieza de gases, se hizo necesario comprobar si la emisión de polvos hacia la atmósfera se encontraba dentro de los valores recomendados; es por ello que en cada uno de los experimentos realizados se midió la concentración de polvo hacia la atmósfera comparándola con el valor máximo permisible que es de 200mg/m³.

El monitoreo se realizó colocando el equipo en la salida del sistema de limpieza de gases en un intervalo de tiempo de 30 minutos para cada experimento; un resumen de los resultados se presenta en la siguiente tabla:

Tabla III.3. Resultados de las mediciones realizadas a la concentración de polvos en cada uno de los secadores.

	Exp.1	Exp.2	Exp.3	Exp.4	Exp.5	Exp.6	Exp.7	Exp.8	Exp.9
Secadero #3 Z(mg/m ³)	157	160	166.7	158.89	167.28	182.13	161.6	174.9	171.4
Secadero #1 Z(mg/m ³)	173.16	182.48	168.75	185.11	177.96	188.24	184.4	179.9	187.4

De estos resultados se pudo comprobar que la emisión de polvos hacia la atmósfera se encuentra dentro del rango permisible aunque se observa un ligero incremento de la misma con el incremento del arrastre de partículas finas, factor que es necesario seguir controlando por lo perjudicial que resulta para la salud del hombre.

III.4. Valoración económica de los resultados

El desarrollo de la investigación reflejada en el texto del presente trabajo significa un aporte importante en el campo del conocimiento científico – técnico y tecnológico. Los resultados parciales obtenidos posibilitan el establecimiento de variantes tecnológicas para incrementar la eficiencia de la planta de preparación de mineral, que aunque no se pueda cuantificar en su totalidad el efecto positivo, se puede realizar una valoración de los principales logros alcanzados hasta la fecha.

Uno de los indicadores de vital importancia en los secaderos lo constituye el consumo específico de combustible por toneladas de mineral seco, durante seis meses (febrero – julio) se ha realizado un control de este indicador en el secadero #2 y #1 donde se realizó la modificación, en este período como resultado del incremento de la altura de vuelo de las partículas que favorece el proceso de transferencia de calor y masa en el equipo el consumo específico de combustible se comportó de la siguiente forma:

Equipo	Consumo de combustible
Secadero #2	32.11 kg/Tseca
Secadero #1	30.68 kg/Tseca

Como se pudo observar se produce una reducción del consumo específico de combustible en 1.43 kg/Tseca, si se tiene en cuenta que en cada cilindro se seca como promedio 80 ton/h el ahorro horario sería de 114.4 kg de combustible y en un día de 2.74 ton/días por cada equipo. Generalmente en la planta trabajan como promedio cinco secadores si a todos se le realiza la modificación el ahorro diario por este concepto sería de 13.7 ton/días que equivaldría a \$1914.80 USD/día, tomando en consideración que el petróleo se cotiza actualmente a 20 dólares el barril aproximadamente.

El incremento del arrastre de partículas en el secadero #1 donde se eliminaron los levantadores sectoriales en el último tercio con relación al secadero #2 es de 15.81%, esto significa que de las 80 ton/h que se secan en cada cilindro en el secadero #1 existe un arrastre de 30.57 ton/h con un incremento con relación al secadero #2 de 12.65 ton/h que pasan directo a las tolvas de producto final de los molinos, para cinco secaderos este incremento es de 63.25 ton/h, lo que representa un ahorro considerable en el computo energético de la instalación, esto favorece además el trabajo de los molinos ya que el mineral alimentado presenta mayor granulometría incrementando la eficiencia del proceso de molienda.

Costo de la investigación

Para determinar el tiempo de retención del mineral dentro del tambor secador se utilizó como sustancia trazadora carbonato de sodio (Na_2CO_3), el cual tiene un costo de \$424.97 USD/toneladas. En los experimentos se utilizaron 500 Kg para un costo de \$212.5 USD.

A las muestras tomadas en la salida del secador fue necesario realizarle la detección del sodio utilizando un equipo de absorción atómica de la empresa.

- Total de muestras: 125
- Costo de detección del sodio por muestras: \$5.25 MN
- Costo total de la detección del sodio: \$656.25 MN

Para realizar el análisis granulométrico en cada una de las muestras se utilizó un juego de 14 tamices seleccionados según la escala incompleta de Tayler con módulo $\sqrt{2}$. para el cálculo del costo de los mismos se utilizó el catálogo ALFA AESAR, donde aparece el precio de cada uno de los tamices en función del diámetro y el número de mallas. Tomando en cuenta estos aspectos para un total de 14 tamices utilizados el costo total es de \$600 USD.

- Otros gastos: 200 MN
- Costo total de la investigación: 856.25 MN
812.5 USD

Como se puede observar el costo en que se incurrió para desarrollar la investigación es ínfimo comparado con el aporte económico de la misma.

CONCLUSIONES

1. Los resultados obtenidos permiten profundizar en el estudio del proceso de secado del mineral laterítico en cilindros rotatorios.
2. Se confirma experimentalmente la hipótesis de que al aumentar el recorrido de la cortina de mineral se produce un incremento del arrastre de partículas finas en el flujo de gases.
3. El arrastre de partículas con granulometría menor de $74\mu\text{m}$, se comportó en el secadero #2 por debajo del 26,1% y en el secadero #1 no sobrepasó el 42,7%.
4. Con el incremento del contenido de humedad de los gases de entrada al secador disminuye el arrastre de partículas menores de $74\mu\text{m}$.
5. La correlación entre las variables de entrada V y W y la variable de salida A expresada en el modelo matemático establece de modo significativo la dependencia de esta última en función de la velocidad y el contenido de humedad.

RECOMENDACIONES

1. Estudiar a escala de laboratorio el proceso de secado del mineral laterítico para obtener la modelación matemática del mismo, debido a los inconvenientes que se presentaron en los estudios a escala industrial.
2. Investigar la influencia de otras variables en el arrastre de partículas para lograr los parámetros óptimos en el proceso de secado del mineral laterítico.
3. Recomendar a la Empresa la introducción de las modificaciones en los restantes secaderos, para lograr el incremento del arrastre de partículas menores de $74\mu\text{m}$.

1. Baker, C. G. J.: Cascading Rotary Dryers, in Mujumdar, A.S. (ed). *Advances in Drying*, 2, Hemisphere Publ. Corp. , NY, 1983
2. Baker, C. G. J.: The design of flights in cascading rotary dryers, *Drying Technology*, 6 (4): 631 – 653, 1988.
3. Boateng, A. A.; P. V. Barr: A thermal model for the rotary kiln including heat transfer within the bed. *Heat and Mass Transfer*. 39(10): 2131 – 2147, 1996.
4. Boateng, A. A.; P. V. Barr: Granular flow behaviour in the transverse plane of a partially filled rotating cylinder. *Heat and Mass Transfer*. 3(20): 233 – 249, 1996.
5. Collard, J. M.; Arnaud, G.; Fohr, J. P.: The drying induced deformations of a clay plate. *Int. J. Heat Mass Transfer*. 35: 102 – 115, 1992.
6. Coumans, W. J.: Theoretical and practical aspects of aroma retention in spray drying and freeze drying. *Drying Technology*. 12: 99 – 150, 1994.
7. Dinulescu, H. A.; Eckert, E.R.G.: Analysis of the one dimensional moisture migration caused temperature gradients in porous medium. *Int. J. Heat Mass Transfer*. 28 (9): 1069 – 1077, 1985.
8. Duran, A.: Estudio del arrastre de partículas en los gases durante el secado del mineral laterítico en tambores cilíndricos rotatorios. Trabajo de Diploma. ISMM Moa. Facultad de Metalurgia y Electromecánica, 1999.
9. Ferguson, W. J.; Turner, I. W.: 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.
10. Fortes, M.; Okos, M. R.: Heat and Mass transfer in hygroscopic capillary extruded products. *A.I. Ch.E. J.* 27 (2): 255 – 262, 1981.
11. Friedman, S. J. and Marshall, W. R.: Studies in Rotary Drying. Part 1. Holdup and Dusting, *Chem. Eng. Progr.* 45 (8): 482, 1949.

12. Fulford, G.D.: A survey of recent soviet research on the drying of solids. Can. J Chem. Eng. 47: 378 – 491, 1969.
13. Furuta, T.: Some criteria of spray dryer design for food liquid. Drying Technology. 12: 151 – 178, 1994.
14. Genskow, L. R.: Dryer scale – up methodology for the process industries. Drying Technology. 12: 47 – 58, 1994.
15. Glikin, P. G.: Transport of Solids through Flighted Rotating Drums. Trans. Instn. Chem. Engrs. 56 (2): 120, 1978.
16. Gordón G. M.; I. L. Peisájov: Captación de polvos y purificación de gases en la metalurgia de metales no ferrosos. Mir, Moscú, 1981.
17. Guerra, J. D.; E. S. Pereda: Introducción al análisis estadístico para proceso. Editorial Pueblo y Educación, La Habana, 1987.
18. Huang, C. L.: Multi – Phase moisture transfer in porous media subjected to temperature gradient. Int. J. Heat Mass Transfer. 22: 295 – 307, 1979.
19. Ilic, M.; Turner, I. W.: Convective drying of a consolidated slab of wet porous materials. Int. J. Heat Mass Transfer. 32 (12): 215 – 262, 1989.
20. Kallel, F.; ... et al: Effects of moisture on temperature during drying of consolidated porous materials. J. Heat Transfer, ASME Trans. 115: 724 – 733, 1993.
21. Kelly, J. J. and Donnell, P.: Residence Time Model for Rotary Drums. Trans. Instn. Chem. Engrs. 55 (4): 243, 1977.
22. Kelly, J. J.: Analysis of Design and Operating Conditions for Rotary Dryers and Coolers. Part II. Introductory Analysis of Residence Time Relationships, Tecnhol. Ireland: 15, 1969.
23. Kiranoudis, C. T.; Z. B. Maroulis: Heat and mass transfer model building in drying with multiresponse data. Heat and Mass Transfer. 38(3): 463 – 480, 1994.
24. Langrish, T. A. G., Reay, D. and Bahu, R. E.: Drying Kinetics of particles from thin– layer drying experiments, Trans I. Chem. E., (69 – A): 417 – 424, 1991.

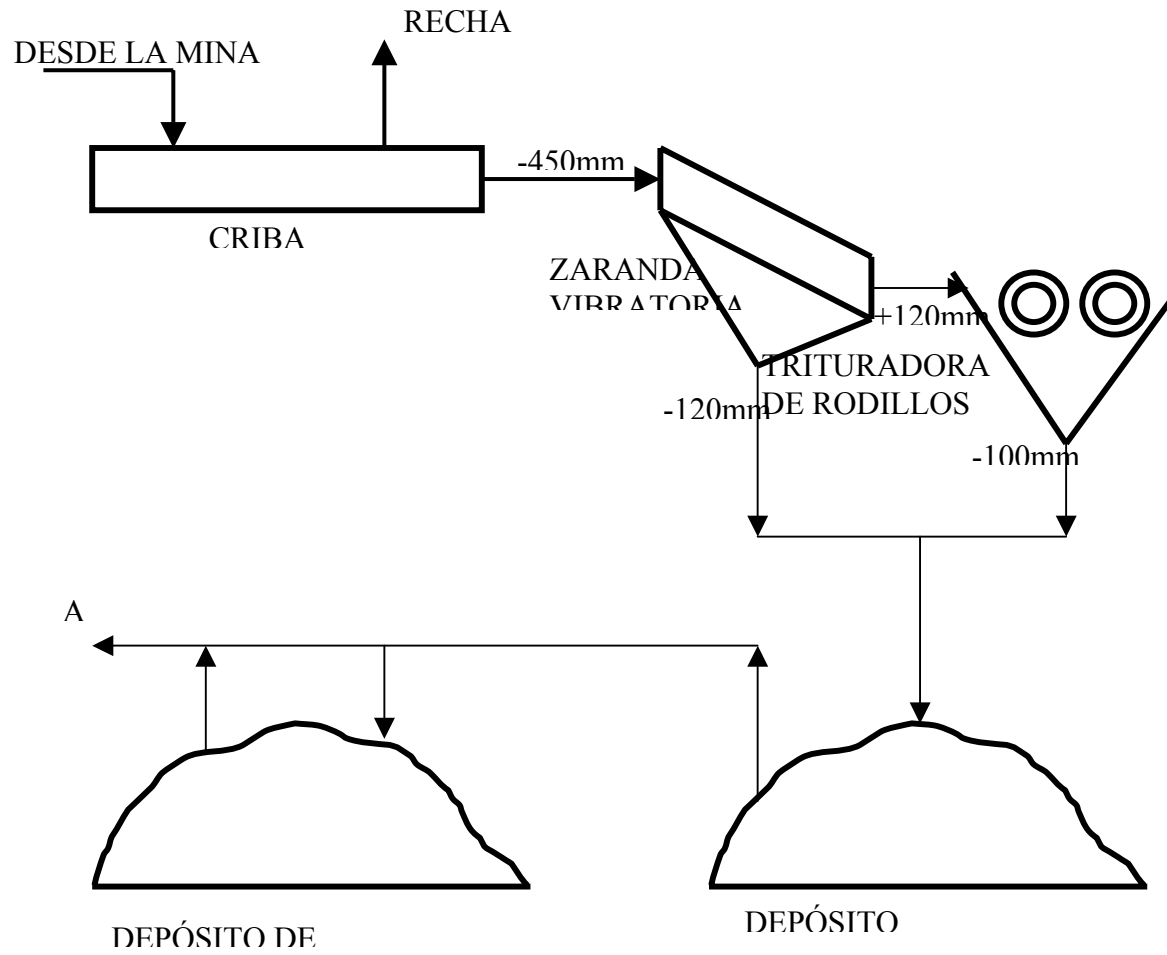
25. Langrish, T. A. G., et al: An Investigation into Heat Transfer in Cascading Rotary Dryers, J. Separ. Proc. Technol., 9: 15 – 20, 1988.
26. Luikov, A.V.: Heat and Mass Transfer in Capillary Porous Bodies. Pergamon Press, New York, 1966.
27. Matchett, A. J. and Baker, C. G. J.: Particle residence time in cascading rotary dryers part 2 – Application of the two – stream model to experimental and industrial data, J. Separ. Proc. Technol.: 5 – 13, 1988.
28. Matchett, A. J. and Baker, C. G. J.: Particle residence times in cascading rotary dryers part 1- Derivation of the two – stream model. J. Separ. Proc. Technol.. 8: 11 – 17, 1987.
29. Matchett, A. J. and Sheikh, M. S.: An Improved Model of Particle Motion in Cascading Rotary Dryers. Trans. Instn. Chem. Engrs. . 68, Part A, March: 139 – 148, 1990.
30. Miranda, J. L. y otros. Comparación y conjugación de métodos de determinación de humedad en la Industria del Níquel. Revista Minería y Geología. Moa. 13 (2): 42 – 47, 1996.
31. Mora, E.: Evaluación de los gases residuales en el secado del mineral laterítico en tambores cilíndricos rotatorios. Trabajo de Diploma. ISMM Moa. Facultad de Metalurgia y Electromecánica, 1999.
32. Moreno, R. M.; J. A. Oyarzo: Cinética del secado de aserrín en lecho fluidizado. CDRom de las memorias del III Congreso Iberoamericano de Ingeniería Mecánica. La Habana, 1997.
33. Murugesan, K.; K. N. Seetharamu: A one dimensional analysis of convective drying of porous materials. Heat and Mass transfer. 32: 81 – 88. Springer – Verlag, 1996.
34. Novoa, R. C.; Meinardo B. J.: Secado de Zeolita a escala de laboratorio (I). Revista Tecnología Química. Santiago de Cuba. 3: 34 – 39, 1992.
35. Novoa, R. C.; Meinardo B. J.: Secado de Zeolita a escala de laboratorio (II). Revista Tecnología Química. Santiago de Cuba. 1: 37 – 32, 1994.
36. Novoa, R. C.; Meinardo B. J.: Secado de Zeolita a escala de laboratorio (III). Revista Tecnología Química. Santiago de Cuba. 1: 24 – 29, 1995.

37. Oakley, D. E.: Scale – up of spray driers with the aid of computational fluid dynamics. Drying Technology. 12: 217 – 234, 1994.
38. Ohmori, T.: Heat transfer in a conconductive – heating agitated dryer. Drying Technology. 12: 299 – 329, 1994.
39. Owen, E.: Scale of steam - Drying. Drying Technology. 12: 179 – 216, 1994.
40. Papadakis, S. E.: Scale – up of cascading rotatory dryers. Drying Technology. 12: 259 – 279, 1994.
41. Peishi, C.; and Pei, D. C.: A mathematical model of drying processes. Int. J. Heat Mass Transfer. 32 (2): 297 – 310, 1989
42. Perrin, B.; Javelas, D. A.: Transferts couples de chaleur et de Masse Dans des Materiaux Consolides Utilises en Genie Civil. Int. J. Heat Mass Transfer. 30: 297 – 309, 1987
43. Piet, J. A.: The role of theoretical and mathematical modelling inscale – up. Drying Technology. 12: 1 – 46, 1994.
44. Pilip, J.; De Vries, D. A.: Moisture movement in porous materials under temperature gradients. Trans. Am. Geophys. unión. 18: 222 – 232, 1957.
45. Plumb, O, A.; Spolek, G. A.; Olmstead, B.A.: Heat and Mass trnsfer in Wood during drying. Int. J. Heat Mass Transfer. 28 (9): 169 – 178, 1985.
46. Saeman , W. C. and Mitchell, T. R.: Analysis of Rotary Dryer and Cooler Performance, Chem. Eng. Progr. . 50 (9): 476, 1954.
47. Sanches, M. P. y otros: Simulación de secadores de bagazo del tipo tambor rotatorio. CDRom de las memorias del III Congreso Iberoamericano de Ingeniería Mecánica. La Habana, 1997.
48. Schofield, F. R. and Glikin, P. G.: Rotary Dryers and Coolers for Granular Fertilizers, Trans. Instn. Chem. Engrs.. 40: 183, 1962.
49. Shome, B.; Michael K. J.: Experimental investigación of laminar flow and heat transfer in internally finned tubes. Heat and Mass Transfer. 5(10): 231 – 247, 1996.

50. Shome, B.; Michael K. J.: Numerical investigation of laminar flow and heat transfer in internally finned tubes. Heat and Mass Transfer. 3(10): 231 – 247, 1996.
51. Shubin, V. S.; C. Pedre: Diseño de maquinaria industrial. Pueblo y Educación, La Habana, 1975.
52. Strumillo, C.; Y. T. Kudra.: Drying: Principles, Applications and desing. Gordon and Breach, 1986.
53. Thomas, H. R.; Morgan, K.; Lewis, R. W.: A fully nonlinear analysis of heat and Mass transfer problems in porous bodies. Int. J. Num. Methods Eng. 15: 381 – 393, 1980.
54. Toei, R.; Morio O.: Convectional basic design for convection or conduction dryers. Drying Technology. 12: 59 – 98, 1994.
55. Viera, B. R. y otros: Modelación matemática para ingenieros químicos. Pueblo y Educación, La Habana, 1988.
56. Whitaker, S.: Simultaneous heat, mass and momentum transfer and theory of drying. Adv. Heat Transfer. 13: 119 – 203, 1977.

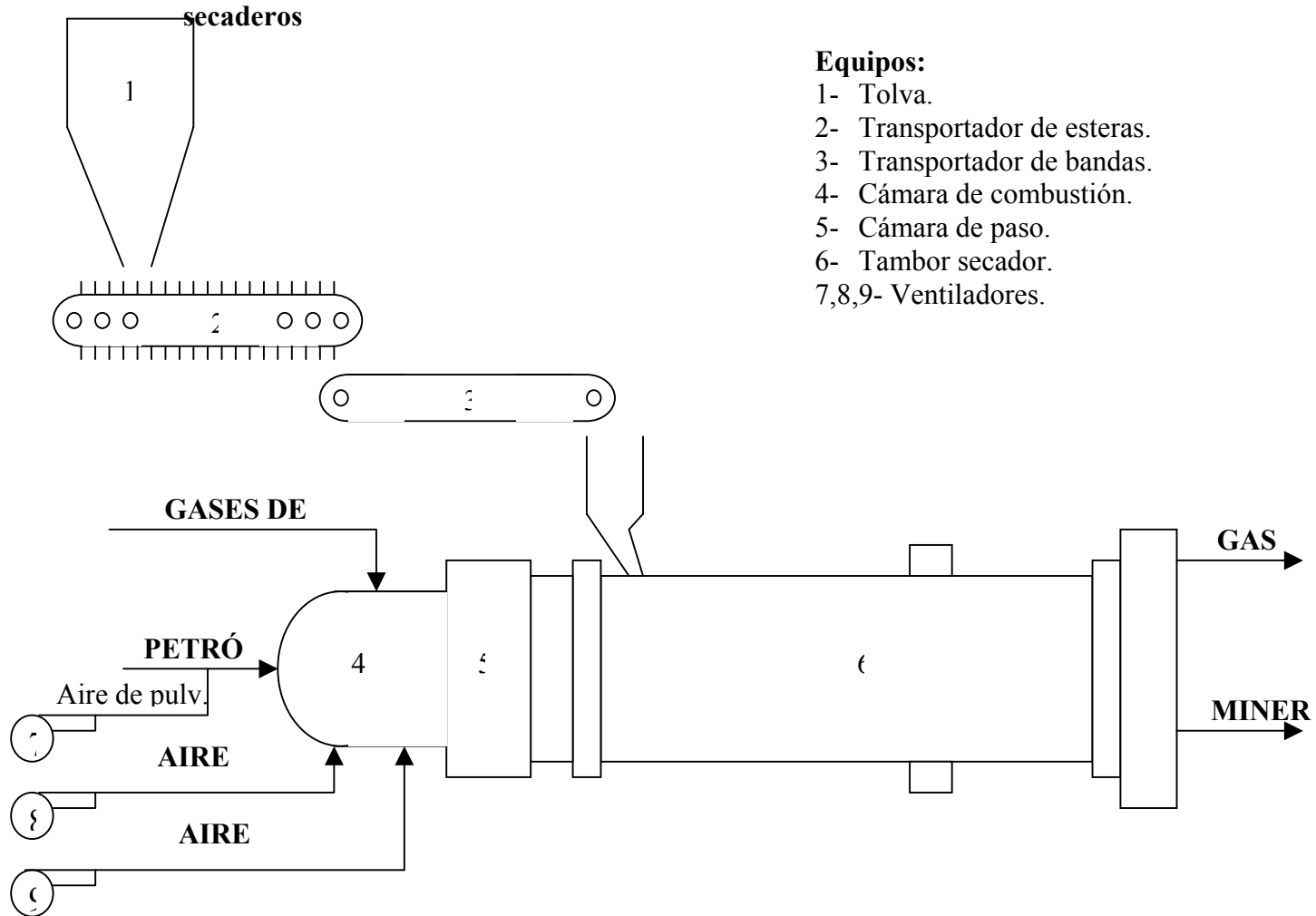
Anexo 1

SECCIÓN DE PREPARACIÓN DEL MINERAL HÚMEDO



Anexo 2

Diagrama de flujo en la sección de



ANEXO 3

Fig.3. Sistema de levantadores o rejillas en el secador de tambor: a) periférica; b) sectorial; c) sectorial con anillo interior; d) en forma de cruz.

