

Universidad Nacional de Ingeniería

Facultad de Minería

Preparación de la Carga de los Altos Hornos

**Tesis de Grado para obtener
el título de Ingeniero de Minas**

Pedro José Andía Müller

**Promoción de Ingenieros de Minas
"Manuel Llosa P" 1961**

**L I M A - P E R U
1 9 6 4**

A MIS PADRES
Y
A MIS HERMANOS
-oOo-

INDICE DE MATERIAS

DEDICATORIA

AGRADECIMIENTOS

INTRODUCCION

CAPITULO I

GENERALIDADES

A.- Causas Técnicas de la preparación de la carga	18
1º. La explotación minera	
a.- La dispersión granulométrica.	
b.- La variación en su composición química.	
2º. Agotamiento de las masas mineralizadas ricas en hierro.	
3º. Necesidad del empleo de polvos.	
4º. Cadencia de producción.	
B.- La preparación de la carga y la marcha de los A.H.	21
1º. Disminución en el consumo de coque	
2º. Aumento de la producción.	
3º. Mejor calidad del arrabio.	
4º. Reducción de la cantidad de polvos.	
5º. Disminución del poder calorífico del gas del A.H.	

CAPITULO II

ESQUEMA GENERAL DEL TRATAMIENTO DE LOS MINERALES

ANTES DE LA AGLOMERACION

A.- Objetivo	26
1º. La homogeneidad física.	
2º. Nivelación química.	

B.- Etapas del tratamiento de los minerales ... 27

1º. Trituración del mineral bruto.

a.- Fracturación de los minerales en la parte alta de la cuba.

b.- Contacto gas-sólido y mejor reductibilidad.

C.- Breve descripción del flow-sheet

1º. Movimiento de los minerales en la entrada.

a.- Alimentación.

b.- La repartición.

2º. Las diferentes estaciones de operación.

a.- Las trituradoras.

b.- Los tamices.

c.- Los beddings 10 - 60 mm. y 0 - 10 mm.

Anexo Nº 1: El fenómeno de segregación.

Anexo Nº 2: El by-pass del bedding 10 - 60 mm.

Anexo Nº 3: Tamices con calefacción.

Anexo Nº 4: Cálculo de la velocidad del carro repartidor y del número de capas por bedding.

CAPITULO III

METODOS Y PRINCIPIOS DE LA AGLOMERACION DE LOS MINERALES DE HIERRO . .

A.- Clasificación

60

1º. Según el proceso sea contínuo o discontínuo.

a.- Procesos discontínuos.

b.- Procesos contínuos.

2º. Según que el proceso se efectue con o sin aspiración de aire.

- a.- Procesos con aspiración.
- b.- Procesos sin aspiración.
- 3º. Principales procesos de aglomeración en uso.
 - a.- El horno rotatorio Smidth.
 - b.- Las cubas Greenawalt.
 - c.- La banda D.LL.
 - d.- Fabricación de pelets.
- B.- Teoría de la aglomeración en bandas D.LL.... 68
 - 1º. Diagrama de las temperaturas de la mezcla. Repartición en zonas.
 - 2º. Repartición de las zonas en la banda D.LL.
 - 3º. Temperatura de los gases.
 - 4º. Temperatura de los gases de una banda D.LL.
 - 5º. Análisis de los gases.
 - a.- Monóxido de carbono.
 - b.- Oxígeno.
 - c.- Anhídrido carbónico.
 - d.- Vapor de agua.
 - 6º. Desulfuración durante la aglomeración.
 - 7º. Balance térmico del proceso de aglomeración.
 - a.- Calor introducido.
 - b.- Repartición del calor introducido.
- Anexo Nº 1: Características de los principales tipos de bandas de aglomeración.
- Anexo Nº 2: Datos tecnológicos y características de los distintos tratamientos de los minerales de hierro.
- Anexo Nº 3: Disociación del Fe_2O_3 en Fe_3O_4 . Reducción del Fe_2O_3 .

CAPITULO IV

PREPARACION DE LA MEZCLA A AGLOMERAR.

A.- Constitución de la mezcla	105
1º. Mezcla primaria.	
a.- Primera manera de efectuarla.	
b.- Segunda manera de efectuar la mezcla.	
2º. Mezcla secundaria.	
3º. Mezcla terciaria.	
B.- Equipo utilizado en la preparación de la mezcla	109
1º. Messiter (reclaiming machine).	
a.- Manipuleo de los beddings.	
b.- Funcionamiento del Messiter.	
2º. Las "soles doseuses".	
a.- Funcionamiento de las "soles doseuses"	
b.- Flujo constante de la "soles doseuses".	
3º. El mezclador.	
a.- Mezcladores a paletas fijas.	
b.- Mezclador con árbol o árboles con paletas.	
4º. Granulador o peletizador.	
C.- Preparación del polvo de coque utilizado en la mezcla	118
1º. Molino de rodillos.	
a.- Imposibilidad de pasar los residuos de coque gruesos.	
b.- Consumo de los cilindros.	
2º. Molino de varillas.	
3º. Molienda ideal del coque.	
D.- Realización de la mezcla en Thy-Marcinelle ...	123
1º. Circuito de la mezcla primaria.	
2º. Aprovisionamiento del polvo de coque.	

3º. Formación de la mezcla secundaria.

CAPITULO V

ÁGLOMERACION DE LA MEZCLA

A.-	Capa de protección de la rejilla	128
1º.	Composición de la capa de protección de la rejilla..	
a.-	Mineral.	
b.-	Aglomerado.	
2º.	Alimentación de la capa de protección de la rejilla.	
B.-	Alimentación de la mezcla a la banda de aglomeración	130
1º.	La placa niveladora (cut-off plate).	
a.-	Altura de la placa.	
b.-	Inclinación de la placa.	
2º.	Dispositivo de alimentación.	
C.-	Encendido de la mezcla.....	133
1º.	Realización del encendido.	
2º.	Rol del encendido.	
D.-	El circuito de aspiración	135
1º.	El contacto carros-cajas de aspiración.	
2º.	El sistema de recuperación de los polvos.	
a.-	Eliminación de los polvos por ciclos.	
b.-	Eliminación de los polvos electrostáticamente.	
3º.	El grupo motor-aspirador.	
a.-	El motor.	
b.-	El aspirador.	
E.-	Descarga del aglomerado	142
F.-	Tamizado del aglomerado caliente y el trommel	

	Pág.
enfriador	143
1º. Tamizado del aglomerado caliente.	
a.- El aparato.	
b.- Elección de la malla del tamiz.	
2º. El quench trommel.	
G.- Enfriamiento del aglomerado	146
1º. Enfriamiento con agua.	
2º. Enfriamiento con aire.	
a.- Enfriamiento al aire libre.	
b.- Enfriamiento forzado.	
c.- Tipos de aparatos de enfriamiento forzado.	
H.- Tamizado del aglomerado frío	151
I.- Balance general de materias.	152
1º. Entrada de materias a la banda D.LL.	
a.- Materiales de cabezas.	
b.- Materias de retorno.	
2º. Salida de materias de la banda D.LL.	
a.- Pérdidas por volatización.	
b.- Materias de retorno.	
c.- Aglomerado utilizable en el A.H.	

CAPITULO VI

CIRCUITO DE AGLOMERACION DE THY-MARCINELLE

A.- Capa de protección de la rejilla	157
1º. Composición de la capa de protección de la rejilla.	
a.-Formación de una capa de mineral.	
b.-Formación de una capa en aglomerado.	
2º. Alimentación de la capa de protección de la rejilla.	
B.- Alimentación de la mezcla a aglomerar a la banda D.LL	159

	Pág.
C.- La bóveda de encendido.....	159
1º. La bóveda propiamente dicha.	
2º. Alimentación.	
a.- Aire.	
b.- Gas.	
D.- El circuito: banda D.LL. y aspiración de gases	160
1º. Características de la banda de aglomeración.	
2º. Recuperación de polvos.	
3º. El grupo motor-aspirador.	
a.- El aspirador.	
b.- El motor.	
E.- Descarga del aglomerado.	163
F.- Tamizado del aglomerado caliente	164
G.- El enfriador del aglomerado	164
H.- Almacenado, tamizado del aglomerado frío y su expedición hacia los A.H.	165
J.- Circuito general de retornos hacia la banda D.LL	167

CONCLUSIONES

CAPITULO VII

PRODUCCION Y CALIDAD DE LOS AGLOMERADOS

A.- Capacidad de producción	169
1º. Influencia de las características de construcción.	
a.- Valor de S.	
b.- Valor de Q.	
2º. Influencia del análisis químico de la mezcla.	
3º. Influencia de los parámetros de la mezcla.	
a.- Permeabilidad en frío.	

b.- Permeabilidad a altas temperaturas	
B.- Calidad del aglomerado	178
1º Propiedades físicas.	
a.- Resistencia mecánica del aglomerado.	
b.- La porosidad del aglomerado.	
c.- Granulometría del aglomerado.	
d.- Fusibilidad del aglomerado.	
2º. Propiedades químicas.	
a.- Tenor en hierro.	
b.- Índice de basicidad $\frac{\text{CaO}}{\text{SiO}_2}$	
c.- Tenor en azufre.	
d.- Reductibilidad de los aglomerados.	

Anexo Nº 1

BIBLIOGRAFIA.

A G R A D E C I M I E N T O S

Agradezco a mis Maestros de Escuela, a mis Profesores de Colegio y a mis Catedráticos de Universidad, quienes con su labor tesonera y ejemplo estoico, pusieron desinteresadamente a mi disposición todos sus conocimientos.

Agradezco a la Faculté Polytechnique de Mons, a Hauts-Fourneaux, Forges & Aciéries de Thy -le- Château et Marcinelle (Bélgica); a The Federation of British Industries, a Stewarts and Lloyds Ltd. (Inglaterra); y al Institute de Recherches de la Sidérurgie , IRSID (Francia); por las facilidades que me prestaron para la culminación de mi entrenamiento profesional en sus instalaciones.

Agradezco al Ing. César Sotillo Palomino, Director del Departamento de Metalurgia, quien como Profesor Tutor supo encaminarme a la feliz culminación de este trabajo.

I N T R O D U C C I O N

Bajo el título de "Preparación de la Carga de los Altos Hornos", he tratado de desarrollar, la teoría de la preparación de la carga para el alto horno (A.H.), y muy especialmente el de la sinterización de los minerales finos de hierro, paralelamente al desarrollo teórico del tema, describo las diferentes etapas del mismo, y que se desarrollan en la usina de Thy Marcinelle de la región de Chalevoi (País Negro) en Bélgica, con la finalidad de hacer mas objetiva la teoría.

Hoy en día el A.H. es el principal productor de arrabio a partir de los minerales oxidados de hierro, además guarda su importancia como gasógeno en un complejo siderúrgico. Durante los últimos años nuevos procesos de reducción de los minerales oxidados de hierro se han ideado, probados en instalaciones pilotos y diseñados en escala industrial pero con alcances de carácter regional. Lo que da aún mayor prestancia al A.H. dentro de la industria pesada,

En el curso de los últimos 30 años, el A.H. ha evolucionado grandemente, habiéndose aumentado su capacidad unitaria gracias a la automatización de las operaciones de la preparación de su carga y al control automático de las operaciones y procesos concurrentes en di

cho reactor.

Durante mi permanencia en Europa (2 años), he podido trabajar con minerales de hierro de muy baja ley. En Bélgica (Thy-Marcinelle) trabajé con minerales cuyo tenor medio en hierro era de 40% y en Inglaterra (Stewarts and Lloyds), con minerales de 28% en hierro. Es loable como dichos países pueden aprovechar esos minerales, gracias a un acondicionamiento adecuado.

El presente trabajo se ha dividido en siete capítulos:

En el Capítulo I: "Generalidades", se exponen y fundamenta la importancia de la preparación de la carga.

El Capítulo II: "Esquema General del Tratamiento de los Minerales antes de la Aglomeración", comprende el estudio de las operaciones de trituración, tamizado y de la fabricación de los "beddings", todas ellas encaminadas a obtener un producto de granulometría y composición química homogénea. El capítulo es completado con la descripción del flow-sheet correspondiente, de la usina Thy-Marcinelle (T.M.).

La descripción de los diferentes procesos de aglomeración de minerales de hierro; así como la teoría de la aglomeración en las bandas Dwigth-Lloyd (D.LL.), se desarrollan en el Capítulo III titulado: "Métodos y

Principios de la Aglomeración de los Minerales de Hierro

Antes de aglomerar los finos, es necesario tomar proporciones ponderales definidas de cada uno de ellos con la finalidad de tener una marcha normal de la banda D.LL. Dichos principios se discuten en el Capítulo IV: "Preparación de la Mezcla a Aglomerar".

El Capítulo V: "Aglomeración de la Mezcla" abarca todas las operaciones y procesos de la aglomeración en escala industrial, complementándose con el Capítulo VI: "Circuito de Aglomeración de Thy-Marcinelle", donde se describe el flow-sheet correspondiente.

El Capítulo VII: "Producción y Calidad de los Aglomerados" es la conclusión del presente trabajo, y en él se analizan todos los factores que influyen sobre una buena aglomeración (producción y calidad), y que deben servir como pauta a los profesionales de esta industria.

Algunos capítulos han sido completados con Anexos, cuya finalidad es de informar y aclarar los conceptos vertidos durante el capítulo correspondiente. El mismo objetivo cumplen las ayudas visuales (fotos y dibujos) que se han insertado.

Este modesto trabajo, está dirigido a los alumnos del Departamento de Metalurgia de la Facultad de Minería, afin de vulgarizar entre ellos técnicas, ya consagradas industrialmente. Permítaseme aconsejar a las

promociones de Ingenieros de Minas que no escatiman esfuerzos para seguir cursos de post-graduados en el extranjero.

Pedro J. Andía M.

Lima, Mayo 1964.

C A P I T U L O I

CAPITULO I

GENERALIDADES

Hoy en día la preparación del lecho de fusión para el A.H. ha tomado dentro de los centros siderúrgicos una importancia vital. Hace cincuenta años, dicha operación casi no existía pero su importancia en la fabricación del arrabio, se ha ido acrecentando. En efecto se ha demostrado que el empleo de lechos de fusión calibrados y clasificados mejoran el rendimiento y marcha de los A.H., ya que se les asegura una alimentación física y químicamente homogénea y de un tenor de hierro uniforme. Sin embargo el empleo de dichos lechos de fusión, necesita de la trituración, operación que produce cantidades notables de finos, que se vienen a sumar a los finos del mineral bruto y a los polvos secundarios tales como los polvos del A.H., restos de los trenes de lamina

je, proyecciones de acerías, piritas tostadas, etc. Es un hecho bien conocido que no se puede alimentar al A.H. con materiales finos, de donde nace la necesidad de aglomerar dichos productos, y ya que son producidos en grandes cantidades tampoco se les puede desechar.

A.- CAUSAS TECNICAS DE LA PREPARACION DE LA CARGA

1º La explotación minera:

La característica primordial dentro de la explotación de minas de hierro, es la producción en gran escala; mantener dicho ritmo dentro de los límites económicos, ha obligado a los mineros del hierro a introducir la mecanización, lo que sumado a la velocidad de explotación ha originado la degradación en calidad de la mena extraída. Esta degradación es:

a.- La dispersión granulométrica: es decir que dicha explotación acelerada nos produce una mena en tamaños que ocupan un amplio rango granulométrico.

b.- La variación en su composición química: en una mina de hierro se tienen diferentes frentes o bancos ahora bien el minero provee sus minerales con tenores que fluctúan dentro de amplios rangos, originados por las mezclas efectuadas antes de la venta. Fig. 1.

2º Agotamiento de las masas mineralizadas ricas en hie-



Fig 1.- Explotación mecanizada de una mina de hierro a cielo abierto (Corby-Inglaterra).

rro:

Gracias a los avances realizados en el campo metalúrgico es posible continuar la extracción de minerales pobres de hierro, una vez que el mineral rico se ha agotado. Pero la liberación de las partículas del mineral de hierro de la ganga, requiere una molienda fina, a fin de hacer factible su recuperación. Erie Mining Co. expandió su producción explotando los minerales de baja ley de Minnesota.

3º Necesidad del empleo de los polvos:

Una solución simple es eliminar los finos o polvos del mineral y alimentar al A.H. solamente los trozos convenientes. Sin duda alguna la marcha de dicho A.H. se verá grandemente facilitada, pero surge inmediatamente la pregunta, ¿Qué hacer con las grandes cantidades de finos? La única solución es aglomerarlos, porque es además, económicamente imposible dejar sin beneficiar esas enormes cantidades de hierro. Fig. 2.

Desde el momento que se ha decidido la construcción de una planta de aglomeración, será carencia de concepto, continuar alimentando al A.H. los restos de los trenes de laminaje, proyecciones de acerías y en general todo material fino recuperable dentro de la usina suficientemente rico en hierro, ya que todos ellos pueden ser

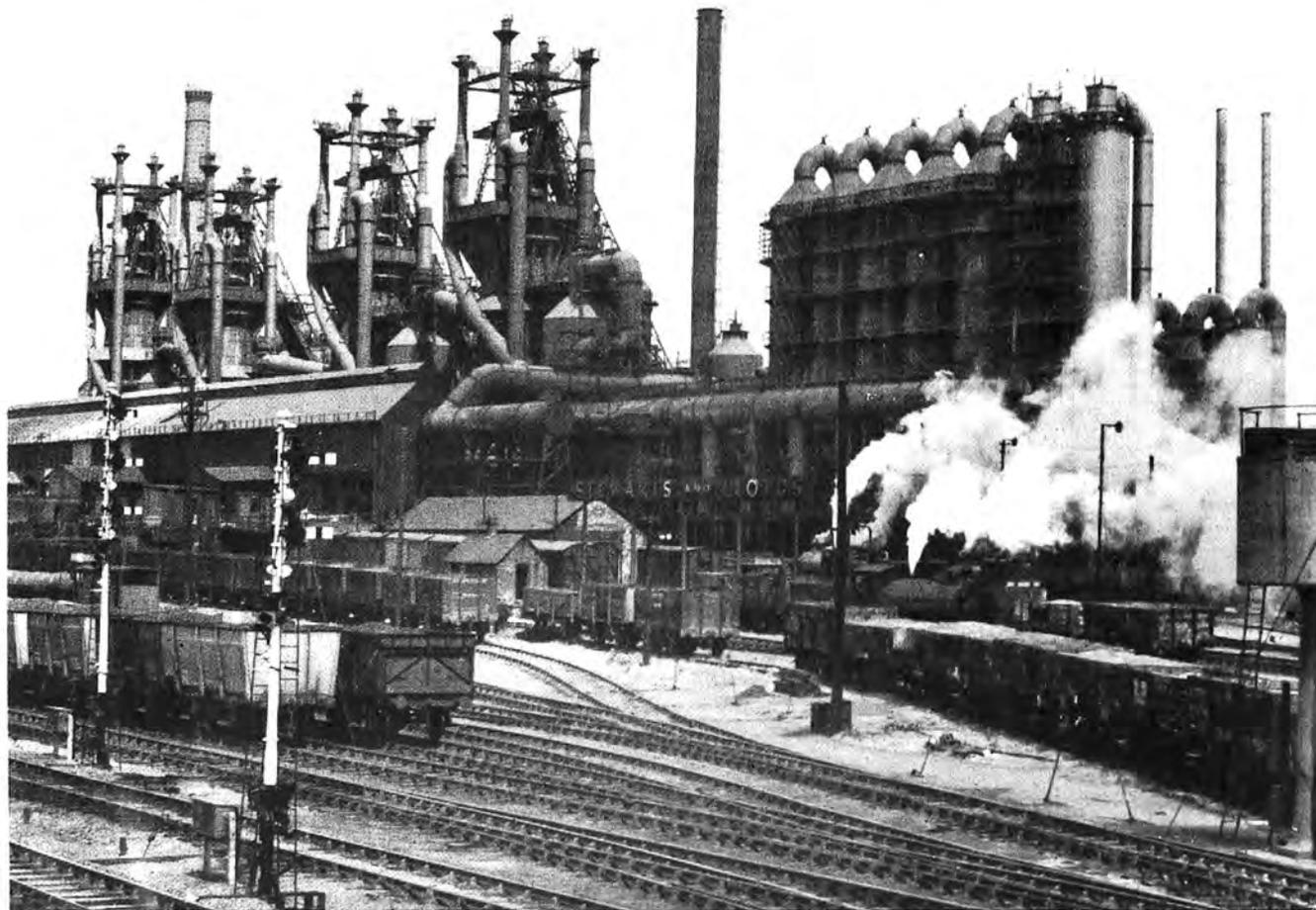


Fig 2.-Sistema de recuperación de polvos de los altos hornos (Corby-Inglaterra).

aglomerados junto con los finos de mineral. Es así como los polvos del gas del A.H. han adquirido bruscamente el valor de un mineral de hierro.

Una planta de aglomeración bien proyectada recibirá de diversos puntos de la usina todos los finos suficientemente ricos en hierro.

4º Cadencia de producción:

La capacidad de producción de un A.H. depende de la velocidad con que se efectúan los intercambios caloríficos y las reacciones químicas entre la corriente ascendente de gas reductor y la corriente descendente de sólidos: tendremos una mayor producción cuando la velocidad de dichas reacciones sea mayor. Para aumentar la producción debemos favorecer dichos intercambios caloríficos y reacciones químicas aumentando las superficies de contacto entre los gases reductores y sólidos.

La cadencia de producción, como la competencia en los mercados, obliga a proveer a las acerías y trenes de laminaje una materia prima de alta calidad (arrabio) y de calidad constante.

Un arrabio de buena calidad no solamente permitirá producir, más, sino dará como corolario una facilidad elevada en las sangrías del A.H.

B.- LA PREPARACION DE LA CARGA Y LA MARCHA DE LOS A.H.

Dicha operación nos dá como resultado:

- Disminución en el consumo de coque, por tonelada de arrabio.

Aumento de la producción

Mejor calidad del arrabio.

- Reducción en la cantidad de polvos.

Disminución del poder calorífico del gas del A.H.

1º Disminución en el consumo de coque:

Por la supresión de los finos y de los grandes trozos y su remplazamiento por un conjunto de minerales clasificados, la carga estará mejor repartida dentro de la cuba del A.H. Las zonas inertes, originadas por la acumulación de finos, desaparecerán en un alto porcentaje.

Como consecuencia tendremos un contacto gas - sólidos mejor y repartido en toda la sección del reactor

Los sólidos durante su descenso por la cuba se preparan mejor a la fusión reductora, lo que engendrará naturalmente una disminución en el consumo de coque.

En el caso particular de la usina Thy-Marcinelle (Bélgica) se ahorra 150 Kg. de coque por tonelada de arrabio.

2º Aumento de la producción:

Ella se produce de dos maneras:

- Alimentar un A.H con un lecho de fusión preparado, nos permite introducir el aire al A.H. a una mayor presión.

Entonces estamos en la capacidad de hacer trabajar nuestro A.H. a contrapresión (aumento de la presión en el tragante hasta 3 atmósferas, en lugar de algunos cms. de agua de presión, como se hace en los viejos A.H.). Lo que nos permite aumentar la velocidad de las reacciones de reducción que tienen lugar en el reactor.

- Una parte del aumento de producción se debe a la reducción en el consumo de coque.

Si suponemos que antes, sin preparar el lecho de fusión, consumíamos 1,000 Kg. de coque por tonelada de arrabio y que ahora con dicha preparación consumimos 850 Kg. por tonelada de arrabio, lo que nos produce una disminución de 150 Kg. o sea $\frac{150}{1,000} \times 100 = 15\%$ de ahorro en

coque con respecto al inicial.

Luego, si continuamos quemando la misma cantidad de coque por día, es decir si conservamos las mismas características en el soplado, nuestra producción será automáticamente aumentada en $\frac{150}{850} \times 100 = 17.6\%$.

3º Mejor calidad del arrabio:

La reducción en el consumo de coque, provoca también una reducción de azufre (1% de azufre en el coque) por tonelada de arrabio, así mismo el lecho de fusión a base de mineral aglomerado tendrá un tenor menor de azufre, por consiguiente la obtención de un arrabio menos sulfuroso será un hecho.

Si introducimos al A.H. menos azufre por tonelada de arrabio, la escoria podrá ser más ácida, lo que provoca a su vez una nueva disminución en el consumo de coque.

4º Reducción en la cantidad de polvos:

Desde que introducimos al A.H. un lecho de fusión carente de finos, y que los trozos de mineral han sido convenientemente triturados de tal manera que evitamos su fracturación por calentamiento dentro de la cuba; es de esperar pues una notable reducción de polvos en el gas. Lo que ha sido constatado en la práctica, habiéndose reducido de 25 gr/m³. a 5 gr./m³.

5º Disminución del poder calorífico del gas del A.H.:

Anteriormente se ha dicho que un mejor contacto gas-sólido en el reactor, provoca una disminución en el consumo de coque por tonelada de arrabio producido, lógicamente es que obtendremos menos gas por tonelada de arrabio y que su poder calorífico disminuirá. Debido a una

reducción más eficiente obtendremos un gas con menor porcentaje de monóxido de carbono.

Por ejemplo, de 1,000 Kcal/m³. el poder calorífico puede descender hasta 850 Kcal/m³. o menos si el porcentaje de mineral o aglomerado clasificados es grande.

La disminución del poder calorífico del gas de los A.H. puede originar desequilibrios en una usina que antes estaba energéticamente balanceada. De allí la importancia de este factor.

C A P I T U L O II

CAPITULO II

ESQUEMA GENERAL DEL TRATAMIENTO DE LOS MINE-

RALES ANTES DE LA AGLOMERACION

A.- OBJETIVO

El objetivo principal a alcanzar con la preparación de la carga de los A.H. es el de asegurar la homogeneidad del lecho de fusión, desde el punto de vista físico y químico.

1º La homogeneidad física:

Ella se obtiene gracias a una clasificación rigurosa por tamaños, disminuyendo la gama de calibres que van hacia los A.H.

Nosotros podemos reglar el tamaño mayor en una operación de trituración, mientras es necesario que nos auxiliemos del tamisaje para poder regular el menor tamaño admisible. Todo aquello que pasa por las mallas

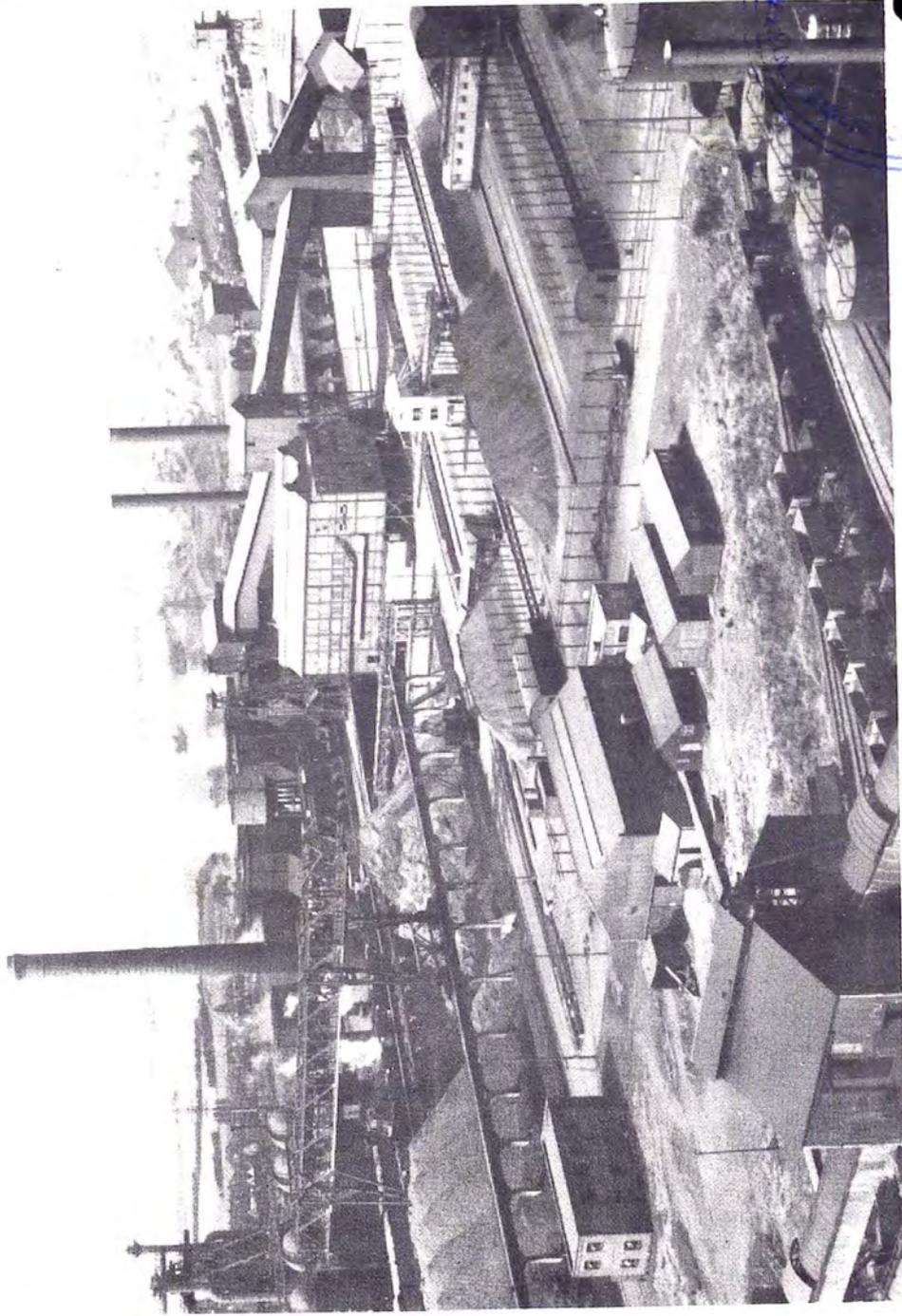


Fig 3.- Nivelación química utilizando el "bedding system" (Corby-Inglaterra).

más finas debe seguir el proceso de aglomeración.

2º Nivelación química:

Con la finalidad de uniformizar la composición química de los minerales, los cuales son variables de un día al otro, es necesario disponer de grandes parques de almacenaje, donde se pueda mezclar los minerales, que van a consumirse en varios días. Dichos parques de almacenaje pueden tomar diferentes formas, siendo el "bedding system" el que ha dado los mejores resultados. Fig. 3 y

B.- ETAPAS DEL TRATAMIENTO DE LOS MINERALES

1º Trituración del mineral bruto:

Dentro de esta operación el problema se circunscribe a escoger la dimensión de trituración, la cual es variable y depende de la composición mineralógica del mineral bruto. Criterios que nos ayudan a determinar la dimensión óptima:

a.- Fracturación de los minerales en la parte alta de la cuba.

Existe una dimensión sobre la cual los trozos de mineral se fracturan en la parte alta de la cuba del A.H., dicha dimensión es función particular para cada tipo de mineral, y es necesario determinarla en cada caso.

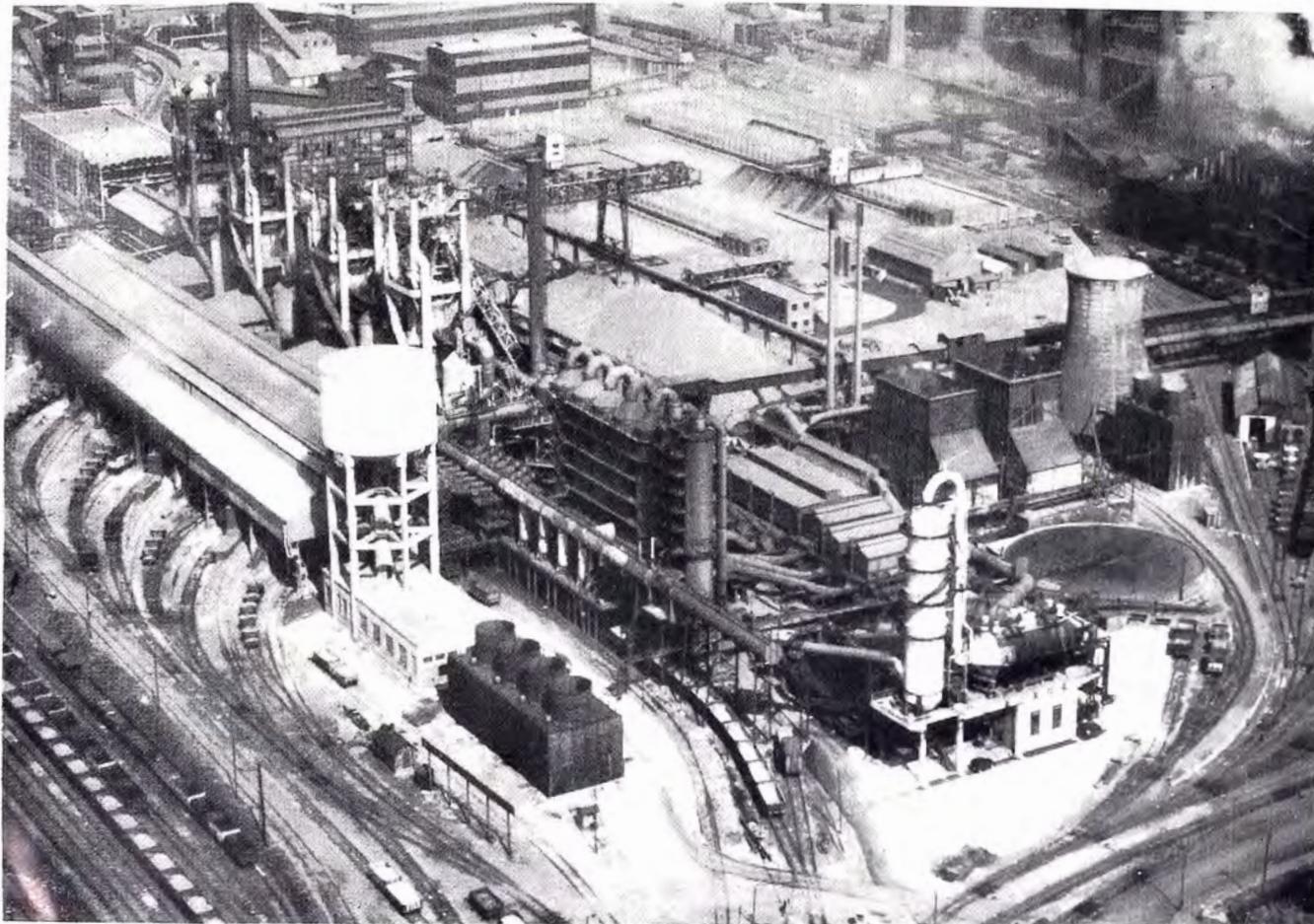


Fig 4.- Vista general de los altos hornos, sistema de recuperación de polvos i preparación de los "beddings" (corby-inglaterra).

Cuando se carga el A.H., la carga es introducida a una atmósfera reductora de temperatura comprendida entre 200°C y 300°C. Se produce en ese momento un intercambio calorífico siendo el gas el que cede calorías en beneficio de la carga lo que aumenta su energía interna, dicho aumento energético por parte de la carga es brusco y continúa durante su descenso.

Si los trozos de la carga son grandes, las tensiones (presiones que tienen su origen dentro del mismo trozo) los fracturan. Dicho fenómeno produce una emisión de polvos bastante importante, lo que influye sobre el porcentaje de polvos en los gases o en la marcha misma del A.H.

Para los minerales franceses de Briey (Sancy y Anderny), el límite inferior de fracturación varía entre 80mm. y 100 mm.

b.- Contacto gas-sólido y mejor reductibilidad.

La opinión general es de disminuir esta dimensión superior, con ello obtendremos una gama menor de tamaños para alimentar al A.H., desde que los trozos más pequeños presentan, a pesos iguales, una mayor superficie específica de contacto con el gas, por consiguiente una mayor área de reducción, lo que mejora la reductibilidad

Dicha elección, es también función de la energía utilizada en la molienda y la necesidad de aumentar las dimensiones de las trituradoras o aumentar su número en caso de hacer una molienda más fina. Por otra parte una molienda más intensa producirá mayor cantidad de finos, los cuales debemos a posteriori aglomerar.

En un primer intento, es prudente de no tomar riesgos exagerados y de limitarse a un calibre medio.

2º Tamisaje del mineral triturado:

Esta operación nos permite separar los trozos de los finos. La noción de finos es bastante vaga, pero en general representa una gama de abarca de 0 a 15 mm . La dimensión superior de la gama de finos no debe ser demasiado grande, por los siguientes motivos:

- Es necesario que dichos finos mezclados a los polvos formen un conjunto que no presente tendencia a segregarse. VER ANEXO N° 1, al fin del capítulo.

Así mismo es necesario, obtener un buen aglomerado. La elevación de temperatura generada por la combustión del coque no solamente debe producir una fusión superficial de los granos, si no asegurar una tosta ción de los trozos, produciendo un grado de oxidación elevado.

El calibre superior no puede ser entonces de-



Fig 5.- Llegada del mineral de las diferentes minas
(Corby-Inglaterra).



Fig 6.- Otro medio de aprovisionamiento de materias primas a una usina siderúrgica (Chaleroi-bélgica).

masiado elevado; ya que requeriremos más tiempo para su oxidación. El es inferido evidentemente por ensayos a la escala de laboratorio y definido enseguida por la práctica. La mayoría de los especialistas recomiendan de no sobrepasar los 12 mm.

En la usina Thy-Marcinelle (Bélgica) se ha escogido 10 mm. como dimensión superior. De donde tendremos:

- Finos para la aglomeración 0 - 10 mm.
- Trozos de mineral para formar el lecho de fusión de 10 a 60 mm.

Generalmente el mineral bruto tiene una gama de dimensiones comprendidas entre 0 mm. y 400 mm. Figs. 5 y 6)

3º Elaboración de los "beddings":

a.- Necesidad de los "beddings": Las instalaciones de homogenización física, que tienen por finalidad la uniformización granulométrica (trituración i tamizado), es necesario completarlas con instalaciones de homogenización química.

El principio del "beddings system" consiste en formar montones de mineral por capas horizontales. El rodamiento del mineral se hace libremente, lo que nos origina al final montones que adoptan la forma de un prisma triangular terminado a los extremos por semi-conos.

El mineral es extraído de los montones, con una especie de rastrillo, dotado de movimiento alternativo y lateral; Messiter (reclaiming machine), dicha extracción se realiza en secciones transversales.

El número de capas horizontales, necesarias para formar un montón es bastante grande, de manera que al ser extraídos los minerales del montón, el producto es de una composición química promedio del mineral bruto, además dicha composición química es la misma en toda la mezcla.

El conocer la composición química de los "beddings" y sobre todo querer regular su composición, necesita de un control químico celoso de los minerales, es decir, un muestreo serio y objetivo: mecanizado.

A pesar de su elevado costo, el "bedding system", se justifica pues da regularidad al trabajo del A. H., con una producción de arrabio de calidad constante, lo que compensa los gastos de instalación, mantenimiento y operación de dicho "bedding system".

En la práctica existen diversas formas de aplicación del "Bedding system", influenciadas por las condiciones locales de aprovisionamiento. Existe en efecto:

- Beddings de mineral triturado y tamizado, sin

homogenización de finos. En este caso los finos no son aprovechados, se desechan.

Beddings de mineral triturado no tamizado.

Beddings de mineral triturado y tamizado, y beddings de finos.

Sin desear discutir a fondo los méritos de estos tres métodos, podemos comparar brevemente los dos últimos bajo el punto de vista de homogenización.

Es evidente que el segundo es menos flexible que el tercero, debido a la variación en su contenido de finos; lo que se traducirá en un aglomerado cuyo tenor en hierro será difícilmente controlable.

El último método, sin duda el más costoso, es sin embargo el más conveniente. Permite formar dos raciones homogéneas después de su tamisaje y en consecuencia poder trabajar con ambas de manera independiente. En cualquier momento, en efecto, estamos en la capacidad de conocer la composición química y peso de cada montón.

El segundo método fue escogido (1958) por la Providence (usina vecina a Thy-Marcinelle), el tercer método ha sido escogido por Thy-Marcinelle.

b.- Balance de la composición química de un montón: Supongamos un montón de trozos de mineral, de un peso total de 18,000 toneladas y formado por tres minerales diferentes.

- Mineral calcáreo: de Sancy (Francia)
- Mineral silicoso: de Chazé-Henry (Francia)
- Mineral autofundente: Kiruna D (Suecia)

	Toneladas	% Fe	%CaO	%SiO ₂
Sancy	9,000	28	18	7
Chazé-Henry	3,000	45	2	20
Kiruna D.	6,000	58	6	4

De donde podemos calcular la cantidad de hierro, cal y sílice dispuestos en un montón:

-Cantidad de hierro:

$$\text{Sancy} \quad 9,000 \times 0.28 = 2,520 \text{ T.M.}$$

$$\text{Chazé-Henry} \quad 3,000 \times 0.45 = 1,350 \text{ T.M.}$$

$$\text{Kiruna D} \quad 6,000 \times 0.58 = 3,480 \text{ T.M.}$$

$$7,350 \text{ T.M.}$$

-Cantidad de cal:

$$\text{Sancy} \quad 9,000 \times 0.18 = 1,620 \text{ T.M.}$$

$$\text{Chazé-Henry} \quad 3,000 \times 0.02 = 60 \text{ T.M.}$$

$$\text{Kiruna D} \quad 6,000 \times 0.06 = 360 \text{ T.M.}$$

$$2,040 \text{ T.M.}$$

- Cantidad de sílice:

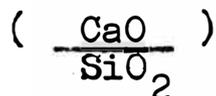
Sancy 9,000 X 0.07 = 630 T.M.

Chazé-Henry 3,000 X 0.20 = 600 T.M.

Kiruna D 6,000 X 0.04 = 240 T.M.

1,470 T.M.

Con lo que podemos calcular el tenor medio en hierro de la mezcla, así como su índice de basicidad



- Tenor medio en hierro $\frac{7350}{18000} = 40.81\%$

- Índice de basicidad $\frac{2040}{1470} = 1.4$

C.- BREVE DESCRIPCION DE FLOW SHEET (adjunto a la contra tapa):

1º Movimiento de los minerales en la entrada :

a.- Alimentación: las instalaciones han sido diseñadas para una capacidad de 660 toneladas métricas por hora. La alimentación se puede hacer de diferentes maneras:

- A partir de las canchas Wez : gracias al alimentador P22a, la faja P22 atravieza el río La Sambre, continuándose por la faja P18.

- A partir de los alimentadores construídos al

Norte de la Sambre: utilizando las fajas P5, P17, P18, que han sido diseñadas para una capacidad de 660 T.M. horarias.

- A partir de los 10 silos de almacenaje: contruidos en el mismo lugar de la planta de molienda. Los minerales podrán ser cogidos con palas y vaciados sobre una tolva corrediza que alimenta las fajas P12, P17, y P18.

b.- La repartición: a continuación de la faja P18 y según el calibre los minerales siguen diferentes direcciones:

Los fines 0-10 mm.: después de la faja P18, ellos son enviados a los "beddings", ya que su pasaje por la trituración y tamisaje es inútil. Dichos materiales siguen por los "by-pass" By 1 y By 2, convenientemente dispuestos, a fin de que alimenten la faja P23, y por intermedio de las fajas P45, P46, P47A, P47B, P48, P49, P50, P51, serán transportados hasta los "beddings" de finos.

Este es el caso de los polvos del A.H., residuos de los trenes de laminaje, proyecciones escogidas de la acería, los cuales son acumulados en el alimentador P22a de las canchas de Wez.

Este circuito puede ser utilizado para el transporte del cisco de coque. Sobre la extremidad Este de la faja P51, el by-pass By 9, asegura el pasaje del coque hacia las fajas P5A y P6A. Así mismo dicho circuito puede ser usado para el transporte de cal o calcáreos, en el caso que dichos productos sean necesarios en el

proceso de aglomeración

El By 10 es utilizado para dirigir el coque hacia las tolvas de almacenaje antes de la molienda, mientras que la cal será enviada hacia el alimentador (sole doseuse) A31 por intermedio de las fajas P25A y P26A.

Mineral bruto de calibre 0 - 60 mm.: en este caso debe evitarse el pasaje del mineral por las trituradoras dirigiéndolo directamente al tamisaje.

Después de la faja P18, los minerales seguirán por la By 1 y By 2 hasta la faja P24 para luego subir por la faja P25 a las tolvas que alimentan los tamices. Este circuito puede servir eventualmente en el caso, de que ambas trituradoras se malogren.

- Mineral bruto actual : el mineral bruto ha sufrido una trituración primaria en la mina y se presenta entre las gamas 0 - 250 mm., a excepción del mineral de Saint Remy el cual llega en trozos de hasta 400 mm.

Gracias al by-pass By 1 este mineral podrá ser enviado hacia la trituración.

2º Las diferentes estaciones de operación:

a.- Las trituradoras: ellas son precedidas de un tamíz Ross. Este tamíz es constituido simplemente por dos rodillos dentados convenientemente dispuestos (distancia reglable), cuya función es aliviar el trabajo de las trituradoras, ya que elimina la fracción menos 60mm.

evitando su entrada en las trituradoras.

La instalación comprende dos trituradoras giratorias Hydrocone, de fabricación Allis-Chalmers, con una capacidad de 400 T.M. por hora cada una, el diseño se ha hecho de tal manera que sólo el trabajo de una trituradora sea suficiente, la segunda permanece de reserva.

El principio en que se basan estas trituradoras es el de la rotación excéntrica de un cono en el interior de un cono fijo. Esta rotación excéntrica asegura una trituración progresiva y un descenso regular del material que se está triturando.

La posición del cono móvil es reglable en altura dentro ciertos límites, con lo cual hacemos variar a la vez el anillo de excentricidad.

La capacidad de 400 T.M. horarias, es una buena estimación, ya que con el tamiz Ross se elimina por lo menos, el 30% del mineral bruto recibido.

El material que pasa a través del tamiz Ross y de la trituradora es transportado por intermedio de la faja P24 y P25.

Una balanza integradora, incorporada a la faja P24 nos dá en cualquier momento el tonelaje transportado.

b.- Los tamices : el tamisaje se realiza en

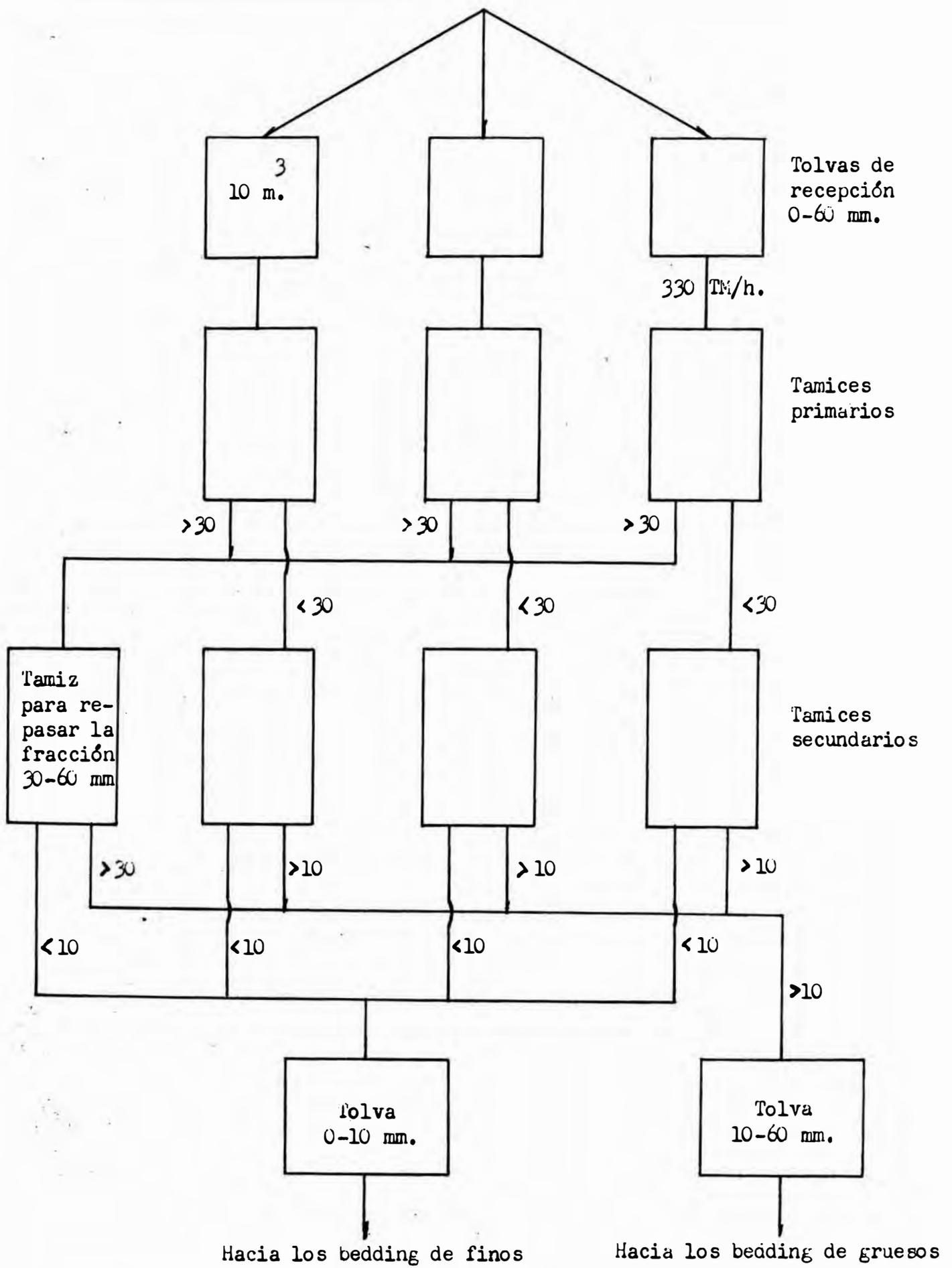


Fig 7.- ESQUEMA DEL TAMISAJE

dos etapas; Fig. 7:

- Tamisaje primario: realizado por tres tamices que separan las gamas 0 - 30 mm. y 30 - 60mm. cada uno.

- Tamisaje secundario: en el cual tres tamices realizan la separación de la fracción 0 -30 mm. en 0 - 10.mm. y 10 - 30 mm. y un tamiz para repasar la fracción 30 - 60 mm. con la finalidad de eliminar todos los finos.

La fracción 0 - 10 mm. va a la faja P23 y mediante ella a los "beddings" de finos previa pesada sobre la faja P45.

La fracción 10 - 60 mm. es transportada por las fajas P43, P43C, P43D, P44, P44C, P44E. Esta fracción es pesada en la faja P43D gracias a una balanza incorporada a dicha faja. Esta fracción puede ser enviada directamente a los A.H. sin pasar por el "bedding", utilizando la faja P43B y el Cable Belt (faja transportadora, cuyos rodillos de apoyo han sido reemplazados por dos cables sin fin que corren longitudinalmente con la faja, y a cada lado de esta. Dichos cables sostienen y dan movimiento a la faja) VER ANEXO N° 2.

¿ Por qué un tamisaje primario y secundario ?.

¿ Por qué se ha escogido en el tamisaje primario la separación de las fracciones 0 - 30 mm. y 30 - 60 mm.?.

Existen a favor de esta práctica múltiples razones, siendo las principales:

- La resistencia de las mallas del tamiz: cuanto más pequeña es la malla, esta es menos resistente. Por consiguiente un tamiz 0 - 30 / 30 - 60 mm. tendrá una vida más larga que otro cuyas mallas son de 0 - 10 / 10 - 60 mm., tratando el mismo material

- Calidad del tamisaje: es mucho más difícil separar dos fracciones desproporcionadas como 0 - 10 / 10 - 60 mm., que dos fracciones equilibradas 0 - 30 / 30 - 60 mm. En efecto la movilidad de la fracción inferior en el primer caso es menor que en el segundo, lo que nos producirá una incorrecta separación de las respectivas fracciones.

Para finalizar correctamente la separación, la fracción 0 - 30 mm., pasa por tres tamices secundarios con calefacción (VER ANEXO N° 3) los cuales realizan la separación en dos gamas 0 - 10 mm. y 10 - 30 mm., igualmente el tamiz para la fracción 30 - 60 mm. tiene calefacción.

- Para abastecer la capa de protección de la rejilla de la banda de aglomeración Dwingt-Lloyd (D.Ll.) con la finalidad de proteger las rejillas de la banda D. Ll. y el de evitar que los finos la atraviesen en cantidades importantes, es necesario colocar una capa de trozos menudos, en el cual el frente de llama debe extin-



Fig 8.- "bedding" de gruesos: 10 - 60 mm. (Chale-
roi-Bélgica).

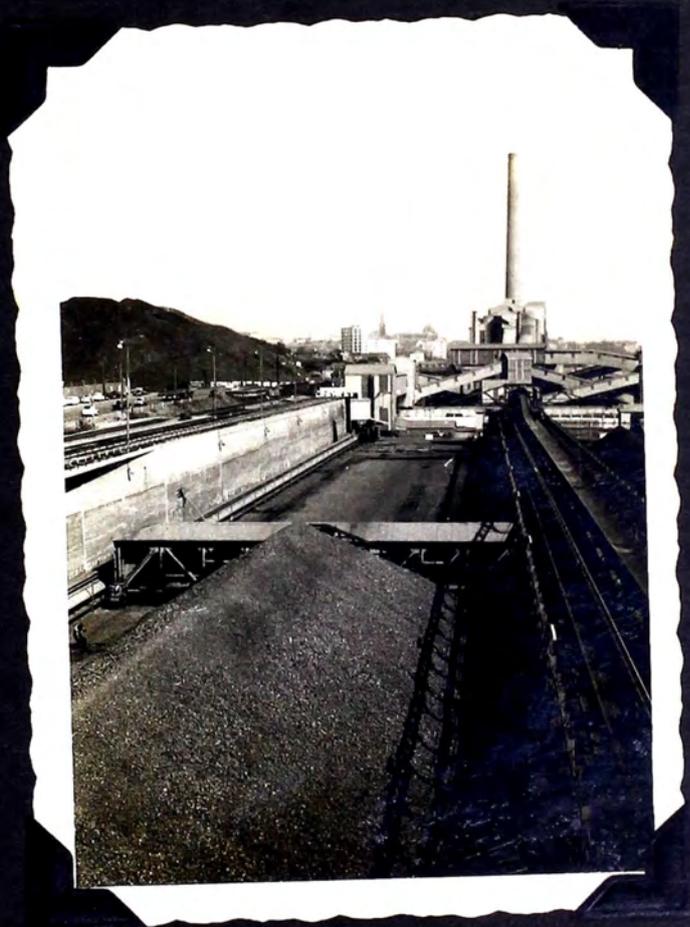


Fig 9.- evacuación del "bedding" de gruesos
(Chaleroi-bélgica).

guirse.

Si se escoge el mineral de Briey, por ejemplo debe enviarse al bedding de finos la gama granulométrica C 30 mm. y tamizarlo a la salida del bedding en 0-10 mm. y 10 - 30 mm.

El envío del mineral de Briey 0 - 30 mm. puede efectuarse disponiendo convenientemente de los by-pass By 4A, By 4B, By 4C, de tal manera que alimenten el mineral que ha pasado los tamices primarios a la faja transportadora P23.

c.- Los "beddings" 10 - 60 mm. y 0 - 10 mm. : los principios en que se basan la formación y explotación de estos beddings son los mismos.

Su diferencia reside solamente en la necesidad de cubrir los "beddings" de finos (bajo techo), debido a la producción de polvos que pueden dar origen.

- "Beddings" de 10 - 60 mm.: los minerales gruesos, pesados en la faja P43D y muestreados en la estación automática E entre P43D y P44 llegan a la faja P44C. A lo largo de esta última faja corre un carro repartidor, provisto de dos pequeñas fajas que permiten la formación de los "beddings". Figs. 8 y 9.

"Beddings" de 0 - 10 mm.: los finos son pesados en la faja P45 y muestreados en la estación automática E, situada entre las fajas P23 y P45, y luego pasan

a la faja reversible P49. Cada "bedding" tiene su faja (P50 y P51), a lo largo de las cuales corren los carros repartidores, que dejan caer el mineral para la formación de los "beddings".

- En las dos instalaciones a fin de tener una buena mezcla, es necesario formar los "beddings" con un número de capas elevado y un tonelaje por capa lo más constante posible.

Cuando mayor sea el número de idas y vueltas del carro repartidor, tendremos mayor número de capas. Pero, la velocidad de los carros repartidores tienen un límite sobre el cual la vida de las instalaciones comprendidas en esta operación se ve fuertemente disminuída

Generalmente se efectúan entre 400 y 500 pasadas por bedding lo que origina una altura del mismo de 6.50 m. y en el cual el ángulo de reposo del material es alrededor de 40°, con un ancho en la base de 17 m.

- En cuanto al tonelaje constante por capa, es necesario evitar los blancos en los "beddings", es decir las zonas donde las capas son interrumpidas. Hecho que puede presentarse por falta de mineral en la faja principal, mientras que el carro repartidor continúa su recorrido. Es necesaria la construcción de una tolva antes de la faja principal, con la finalidad de evitar dichos blancos.

Enseguida, el carro repartidor debe dejar caer la misma cantidad de mineral en los dos sentidos de su recorrido. En un caso el carro repartidor recorre su camino en el mismo sentido que el de la faja, mientras que en el segundo caso va contra dicho sentido.

Entre las velocidades de la faja principal (faja de alimentación, V_A), del carro repartidor en el sentido de ida (V_{DA}), del mismo aparato de regreso (V_{DR}), la relación siguiente debe cumplirse:

$$\frac{2}{V_A} = \frac{1}{V_{DA}} + \frac{1}{V_{DR}}$$

Las velocidades de operación para el bedding 10 - 60 mm. son:

V_A : 1.200 m/seg.

V_{DA} : 0.300 m/seg.

V_{DR} : 0.600 m/seg.

Número de capas, aproximadamente 435.

Para el bedding 0 - 10 mm.:

V_A : 1.600 m/seg.

V_{DA} : 0.400 m/seg.

V_{DR} : 0.800 m/seg.

Número de capas, aproximadamente 470. (VER A-

A N E X O N^o 1

ANEZO Nº 1

EL FENOMENO DE SEGREGACION

Supongamos que disponemos de un mineral cuya gama de tamaños abarca 0 - 200 mm.. Dejemos caer libremente dicho mineral sobre el suelo, dejándolo que alcance sus condiciones de equilibrio (ángulo de reposo). Si observamos detenidamente el aspecto de dicho montón veremos que los trozos mayores tienden a separarse de los finos, estos últimos son menos aptos para desplazarse. El fenómeno de segregación es la separación natural por calibres de un material al dejarlo caer (hay que tener presente que dicha segregación es imperfecta). Dicha segregación debe ser evitada a toda costa, sobre todo cuando se trata de materiales que se extraen de una tolva. Al extraer el mineral de una tolva serán los finos los que saldrán primero, hasta que el cráter dentro de la tolva sea suficiente grande para que los gruesos rueden. Al termino de la operación de extracción, sucede todo lo contrario, extraeremos solamente material de gran calibre.

Es evidente que cuanto más grande sea la dispersión granulométrica, el fenómeno será más sensible.

La segregación es nefasta a :

- Los altos hornos: si se trata de una tolva

de A.H., se alimentará a dicho reactor primero finos y luego gruesos, lo que es inadecuado para una marcha regular.

Además, se constata, que la composición química varía según la granulometría en un mismo mineral. En los minerales calcáreos empleados en Thy-Marcinelle, los finos son más silicosos y más ricos en hierro que los gruesos. Todo lo contrario sucede en el caso de los minerales silicosos, donde los finos son menos silicosos y menos ricos en hierro. En los minerales suecos igualmente los finos son menos ricos en hierro.

Estas variaciones son importantes, y es necesario eliminarlas para la obtención de un buen equilibrio térmico.

Ejemplos:

Sancy	H ₂ O	SiO ₂	Fe	CaO	CaO/SiO ₂
0 - 10 mm	11	7.66	35.73	12.39	1.62
+ 10 mm.	7.45	6.25	30.36	19.32	3.09
Anderny					
0 - 10 mm.	11.84	8.21	36.70	11.87	1.44
+ 10 mm.	9.37	6.80	33.52	15.72	2.31
Chazé-Henry					
0 - 10 mm.	1.90	29.80	37.30	1.28	0.043
+ 10 mm.	0.90	22.48	43.44	1.40	0.062

Kiruna D

0 - 10 mm.	3.00	5.80	56.93	7.04	1.21
+ 10 mm.	0.50	4.36	62.25	4,48	1.02

La aglomeración: una segregación efectuada en la tolva de alimentación de la mezcla a la banda D.Ll., influenciará desfavorablemente la calidad del aglomerado.

O por ejemplo cuando introducimos el combustible (coque), en la mezcla a aglomerar; para obtener el mejor rendimiento de este coque, es decir consumir lo menos posible de él, es necesario que se encuentre de manera homogénea dentro de la masa a aglomerar.

Si el fenómeno de segregación se presenta, al principio alimentaremos una mezcla con el coque más fino lo que nos producirá un aglomerado sólido pero mal oxidado; mientras que al final de la operación el coque alimentado será más grueso, el aglomerado obtenido en este caso no alcanza un grado de semi-fusión suficiente, degradación del aglomerado.

A N E X O N º 2

ANEXO N° 2

EL BY-PASS DEL "BEDDING" 10-60 mm.

El pasaje del mineral grueso por el "bedding" 10 - 60 mm. puede ser evitado gracias a la faja P43B que alimenta directamente el Cable Belt. Varias razones han obligado a mantener dicha faja en servicios:

- La instalación primitiva fue diseñada para trabajar sin beddings. Era necesario, tener un medio de transporte hasta el cable Belt.

- Se consigue mayor flexibilidad en lo que respecta al índice de basicidad que debe ser alimentado al A.H. para obtener una escoria de características deseadas.

En efecto, las tolvas de los A.H. reciben el mineral proveniente de los "beddings" 10 - 60 mm. y de la aglomeración, bajo dichas condiciones, cualquier eventualidad que se presente con respecto al índice de basicidad será difícilmente modificada. Con este dispositivo se podrá ^{regular} rápidamente el índice del lecho de fusión, enviando el mineral conveniente.

A N E X O N º 3

TAMICES CON CALEFACCION

La naturaleza arcillosa de ciertos minerales (Briey y Saint-Remy) han obligado a la adopción de estos tamices, ya que en época de lluvias el tamisaje se hace imposible.

Una película de humedad cubre los pequeños trozos, originándose un apelmazamiento entre ellos, lo que en contínuo crecimiento acaba por cubrir los hilos de la malla y finalmente cierra las mallas.

Para evitar dicho inconveniente, es necesario eliminar la película de agua existente sobre los hilos de la malla; es necesario secar constantemente la malla lo que es obtenido elevando la temperatura hasta 40°C.

Dos formas de efectuar la calefacción son actualmente empleadas:

- Calentamiento de la malla por quemadores de gas de los A.H. o de las baterías de coque.

- Calentamiento utilizando la energía eléctrica, donde la malla desempeña el papel de resistencia ohmica, es necesario un aislamiento conveniente entre la malla y el chasis del tamiz.

El primer método es empleado en las usinas de Stewarts & Lloyds (Inglaterra), el segundo en las usinas de Thy-Marcinelle, utilizando un voltaje que oscila entre 3 y 6 voltios.

A N E X O . N º 4

ANEKO N° 4

CALCULO DE LA VELOCIDAD DEL CARRO REPARTIDOR

Y DEL NUMERO DE CAPAS POR BEDDING

1° Cálculo de la velocidad del carro repartidor:

a.- Peso de mineral alimentado cuando el carro repartidor no se desplaza:

Si p = peso de mineral por metro de la faja principal (faja alimentadora) y si,

V_A = velocidad de dicha faja, en m./seg., el peso de mineral alimentado por segundo será: $p \cdot V_A$

b.- Peso del mineral alimentado cuando el carro repartidor se desplaza:

- Sentido de ida: el carro repartidor se desplaza en el mismo sentido que la faja alimentadora, luego, la velocidad de esta última disminuye con relación al carro repartidor. Luego, el peso del mineral alimentado por segundo será: $p (V_A - V_{DA})$.

Donde V_{DA} = velocidad de ida del carro repartidor en m./seg.

- Sentido de retorno: en este caso la velocidad relativa, con respecto al carro repartidor, de la faja de alimentación aumenta, el peso de mineral alimenta-

do por segundo será:

$$p (V_A + V_{DR}).$$

Donde V_{DR} = velocidad de regreso del carro repartidor.

c.- Peso del mineral alimentado al bedding:

Para tener el peso del mineral alimentado sobre todo el largo del bedding, es necesario multiplicar el peso del mineral alimentado por segundo, por el tiempo empleado por el carro repartidor al hacer el recorrido de un extremo al otro.

Si L = longitud del bedding en metros, el tiempo empleado en el sentido de ida será : $\frac{L}{V_{DA}}$

Tiempo en el sentido de retorno: $\frac{L}{V_{DR}}$

Por consiguiente, el peso del mineral alimentado, en el sentido de ida: $p (V_A - V_{DA}) \frac{L}{V_{DA}}$

en el sentido de vuelta: $p (V_A + V_{DR}) \frac{L}{V_{DR}}$

Para obtener la mejor mezcla, es conveniente que los pesos de cada capa sean iguales, luego:

$$p (V_A - V_{DA}) \frac{L}{V_{DA}} = p (V_A + V_{DR}) \frac{L}{V_{DR}}$$

de donde:

$$\frac{V_A - V_{DA}}{V_{DA}} = \frac{V_A + V_{DR}}{V_{DR}}$$

$$\frac{V_A}{V_{DA}} - 1 = \frac{V_A}{V_{DR}} + 1$$

$$\frac{V_A}{V_{DA}} - \frac{V_A}{V_{DR}} = 2$$

$$\text{Finalmente: } \frac{1}{V_{DA}} - \frac{1}{V_{DR}} = \frac{2}{V_A}$$

Según se puede observar en esta fórmula, que las velocidades V_{DA} y V_{DR} deben ser diferentes y por otra parte, que la velocidad V_{DR} debe ser mayor que V_{DA} .

Ejemplo:

Debemos tener en cuenta que:

-La velocidad V_{DA} debe estar en estrecha relación con V_{DR} , según la reducción acoplada al motor.

-La velocidad V_A , se ve limitada por consideraciones de construcción.

Para el "bedding" de gruesos, escogeremos V_{DR} - 0.6 m/seg.

Para poder utilizar un motor de corriente alterna, que mueve el carro repartidor, es necesario esco-

ger la velocidad V_{DA} :

Sea 0.4 m/seg. (relacion 3/2 o 1500 - 1,000rpm).

Sea 0.3 m/seg. (relacion 2/1 o 1500 - 750 rpm).

Si $V_{DA} = 0.4$ m/seg.

Aplicando la fórmula tendremos

$$\frac{1}{0.4} - \frac{1}{0.6} = \frac{2}{V_A}$$

$$V_A = 2.4 \text{ m/seg.}$$

Dicho valor es elevado, lo que compromete las estructuras de la planta.

Si $V_{DA} = 0.3$ m/seg.

$$\frac{1}{0.3} - \frac{1}{0.6} = \frac{2}{V_A}$$

$$V_A = 1.2 \text{ m/seg.}$$

Este valor es aceptable, como velocidad de una faja transportadora. Como conclusión tenemos los siguientes valores:

$$V_A = 1.2 \text{ m/seg.}$$

$$V_{DA} = 0.3 \text{ m/seg.}$$

$$V_{DR} = 0.6 \text{ m/seg.}$$

2° Cálculo del número de capas por "bedding":

Llamemos: P = peso total de un "bedding", en toneladas

T = tonelaje horario alimentado por la faja

principal, a la velocidad V_A .

L = longitud del "bedding", en metros.

h = altura del "bedding", en metros

V_{DA} = velocidad en el sentido de ida del carro repartidor, en m/seg.

V_{DR} = velocidad en el sentido de retorno del carro repartidor, en m/seg.

a.- Peso de una capa:

- Tiempo empleado por el carro repartidor,

en el sentido de ida $\frac{L}{V_{DA}}$

en el sentido de retorno $\frac{L}{V_{DR}}$

tiempo promedio $\frac{L}{2} \left(\frac{1}{V_{DA}} + \frac{1}{V_{DR}} \right)$

- Número de capas por hora $\frac{7200}{L \left(\frac{1}{V_{DA}} + \frac{1}{V_{DR}} \right)}$

- Peso de una capa, si T , es el tonelaje transportado por la faja en una hora, el peso de una capa será:

$$\frac{T \cdot L \left(\frac{1}{V_{DA}} + \frac{1}{V_{DR}} \right)}{7200}$$

b.- Número de capas en el "bedding":

- Volumen del "bedding" $\frac{b \times h}{2} \times L$

- Si d , es la densidad del mineral en toneladas por metro cúbico, el peso del "bedding", $\frac{b \times h}{2} \times L \times d$
- Número de capas que forman un "bedding",

$$\frac{\frac{b \times h}{2} \times L \times d}{L \cdot T \left(\frac{1}{V_{DA}} + \frac{1}{V_{DR}} \right)}$$

7200

Simplificando:

$$\frac{3600 \cdot b \cdot h \cdot d}{\left(\frac{1}{V_{DA}} + \frac{1}{V_{DR}} \right) \cdot T}$$

Con los siguientes datos:

$$b = 17 \text{ m.}$$

$$h = 6.50 \text{ m.}$$

$$d = 2 \text{ T.M./m}^3$$

$$T = 400 \text{ T.M./hr.}$$

$$V_{DA} = 0.3 \text{ m./seg.}$$

$$V_{DR} = 0.6 \text{ m./seg.}$$

el número de capas es aproximadamente 400.

C A P I T U L O III

CAPITULO III

METODOS Y PRINCIPIOS DE LA AGLOMERACION

DE LOS MINERALES DE HIERRO

A.- CLASIFICACION

De una manera general, los procesos de aglomeración de minerales de hierro, pueden ser clasificados según que:

el proceso sea continuo o discontinuo.

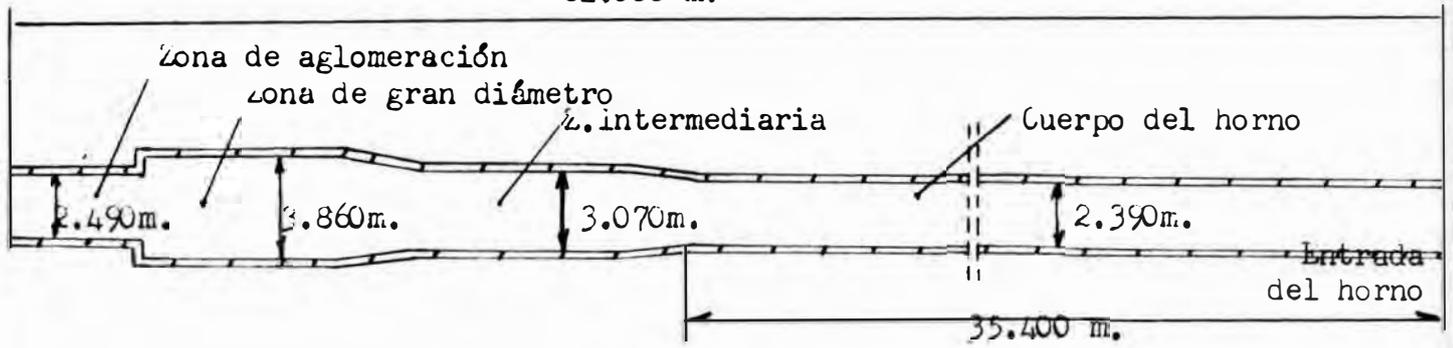
se efectúe con o sin aspiración de aire.

1º Según que el proceso sea continuo o discontinuo, se tiene:

a.- Procesos discontinuos:

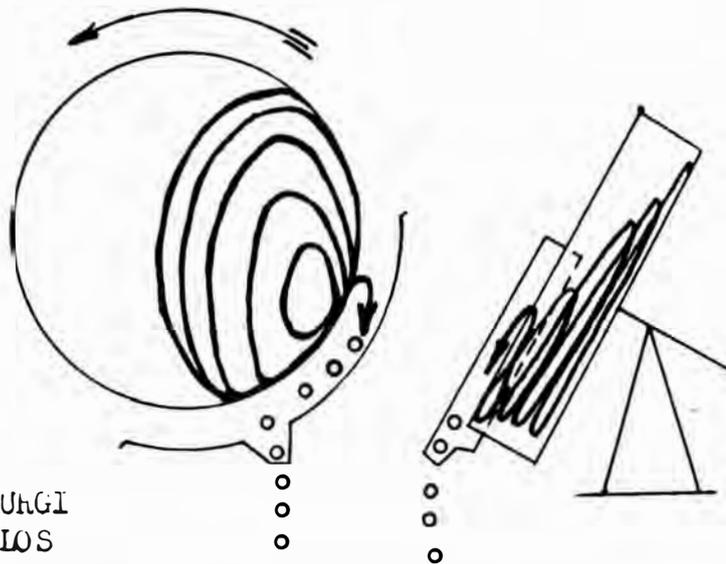
Por briquetaje de los finos, por compresión; por ejemplo el proceso GRONDAL, que no emplea cementos para producir las briquetas. Es un proceso antiguo y en de

Fig 10.- PRINCIPALES PROCESOS DE AGLOMERACION.
61.000 m.

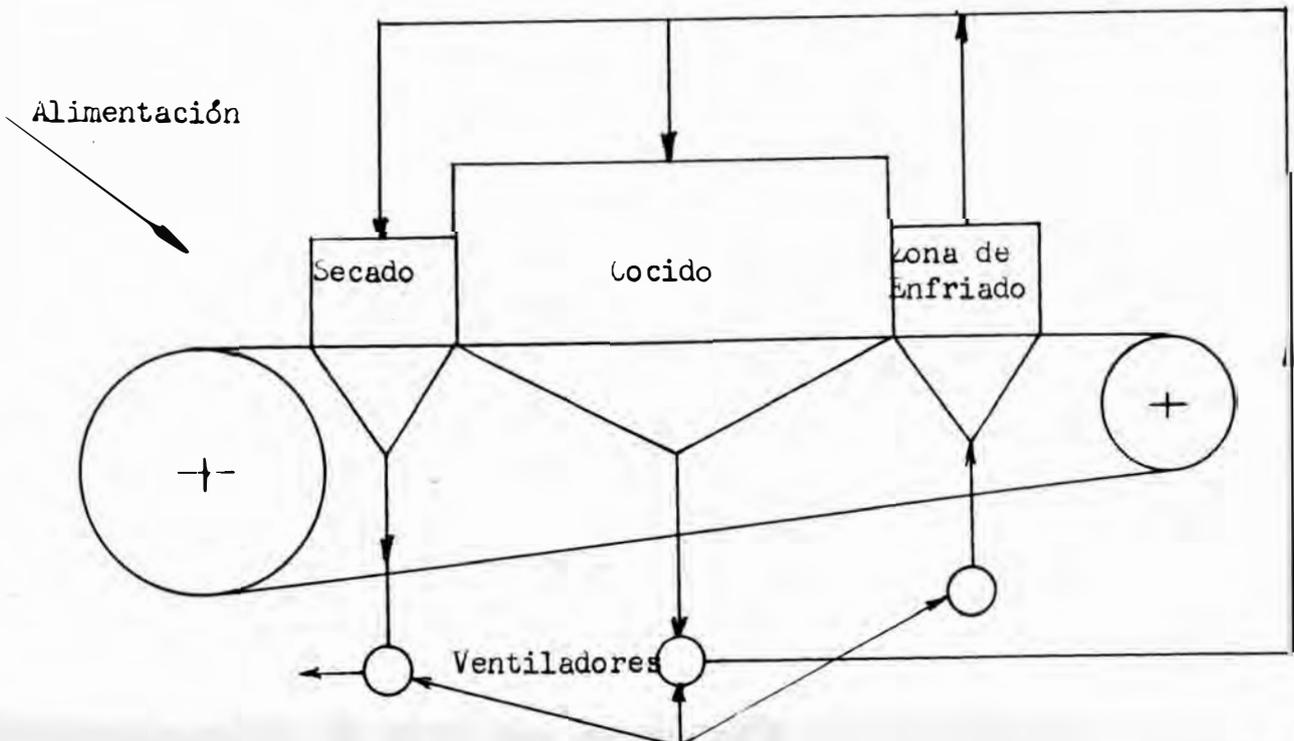


- EL HORNO ROTATORIO SMITH

- FABRICACION DE PELETS EN DISCOS



- INSTALACION TIPO LURGI
PARA EL COCIDO DE LOS
PELETS EN BANDA.



suso.

Aglomeración en cuba o proceso GREENAWALT. La mezcla es la misma que se emplea en el proceso D.LL. Las cubas son alimentadas con la mezcla que contiene el coque y la humedad requerida en el proceso; enseguida se efectúa el encendido de la superficie de la mezcla y el frente de llama avanza debido a la depresión a que es sometida la mezcla en la cuba.

b.- Procesos continuos:

- Horno rotatorio Smith, la técnica de fabricación del aglomerado es similar a la empleada para la fabricación del clínker en las fábricas de cemento. El reactor es un horno giratorio de gran longitud donde las materias a aglomerar circulan en contracorriente a los gases calientes producidos por la combustión del gas de los A.H., a la salida del reactor.

- Banda Dwight-Lloyd, la mezcla conteniendo combustible y agua en cantidad conveniente, es alimentada sobre la banda hasta una altura bien determinada. La marcha continua de la banda permite el encendido de la superficie de la mezcla al pasar bajo los quemadores. Al mismo tiempo la aspiración por medio de un potente aspirador permite el avance del frente de llama, el proceso termina cuando el frente de llama llega a la rejilla de

base de la banda.

La marcha (velocidad) de la banda debe regularse de tal manera, que en ese momento, la carga arrive al otro extremo de la banda.

Hasta el momento, el proceso D.L.L., es el más económico y controlable que los otros.

2º Según que el proceso se efectúe con o sin aspiración de aire:

a.- Procesos con aspiración:

Proceso de Greenawalt

- Proceso D.Ll .

b.- Procesos sin aspiración:

Proceso Grondal

- Fabricación de pelets en discos.

- Aglomeración en hornos rotatorios Smidth.

2º Principales procesos de aglomeración en uso; Fig. 10.

a.- El horno rotatorio Smidth:

Este aparato había sido diseñado principalmente para la aglomeración de polvos de los A.H.

Se tuvo en mente, también el aprovechamiento de los gases de los A.H., lo que con el tiempo influyó en su popularidad. Posteriormente su aplicación se extendió a la aglomeración de minerales finos.

Las dificultades comenzaron a aparecer cuando

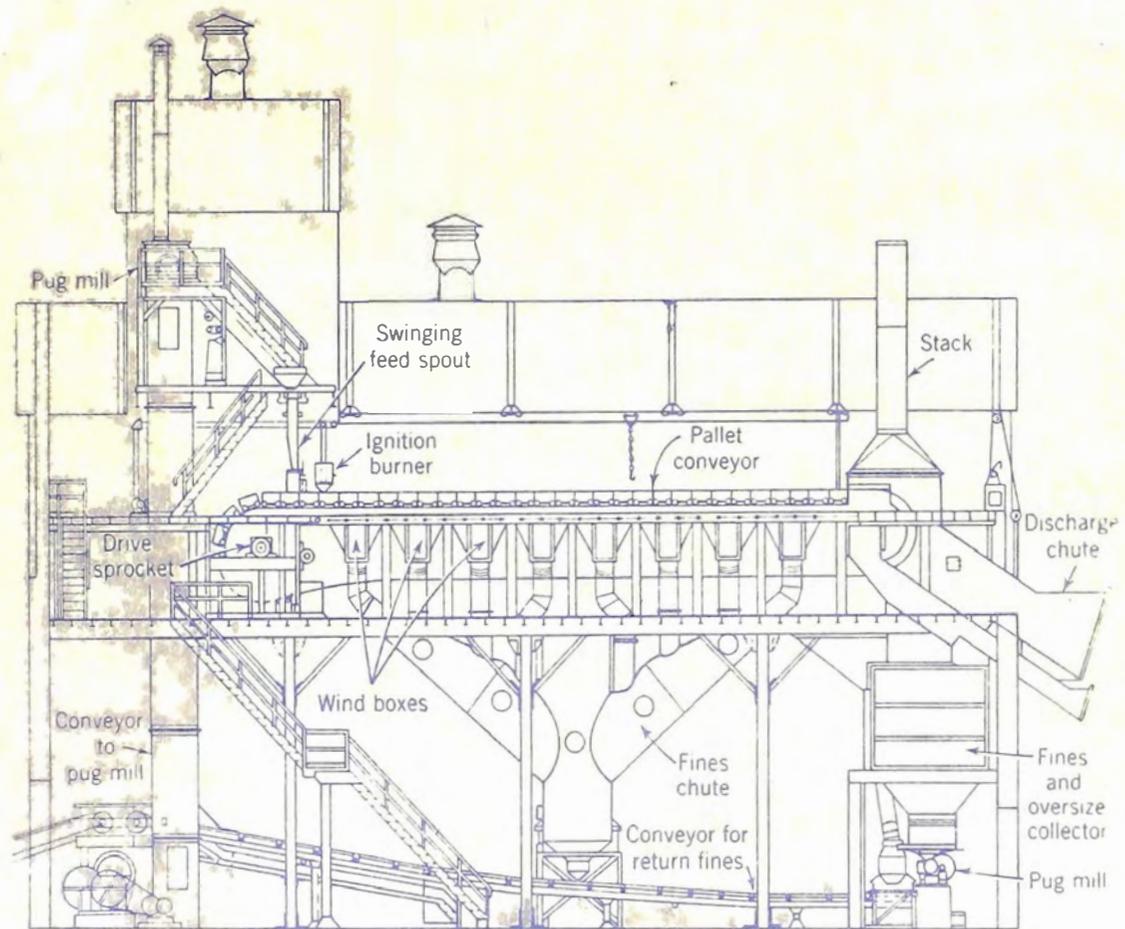


FIG. 44.-Dwight-Lloyd sintering machine. (Courtesy United States Steel Co.)

se comenzó a alimentar minerales finos, primero la capacidad de los hornos rotatorios en limitada y segunda era necesario hacer una preparación conveniente de la carga. Cuando la alimentación era polvos de los A.H. el balance era conveniente (los polvos contienen entre 5% y 8% de C)

La solución del primer problema se vió atenuada por la construcción de hornos rotatorios extremadamente grandes. La usina "Les Forges de Clabecq" (Bélgica), posee un horno rotatorio de 84 m. de longitud y diámetro 3.30 m. y 4.85., producción nominal 550 T.M. diarias, producción actual 700 T.M. diarias.

A fin de dar solución al segundo problema se intentó calentar el aire de combustión (500°C), lo que acrecentaba las instalaciones, por la introducción de calentadores, a pesar de todas estas mejoras la productividad ha permanecido estática.

b.- Las cubas Greenawalt:

Proceso muy utilizado en Suecia. Trabaja con el mismo principio que el proceso D.LL de presión debida a un aspirador.

La diferencia entre ambos procesos reside en la continuidad del proceso y que normalmente el proceso Greenawalt utiliza mayores depresiones.

Una mezcla de minerales finos, de combustible

y agua es alimentada dentro de cubas fijas, hasta una altura de 50 cm. En el fondo de la cuba se halla dispuesta una rejilla gracias a la cual es posible someter la carga bajo depresión. La superficie es uniformemente encendida por quemadores alimentados con gas de hornos de coque, y la aspiración hace avanzar el frente de llama hacia el fondo de la cuba.

Como ejemplo, señalaremos que estos reactores tienen una superficie que alcanza 20 m². y 25 m², una usina con cuatro cubas de 25 m². puede producir hasta 1,500 T.M. diarias.

La ventaja de este sistema, es que se necesita de un aspirador menos potente que el empleado en el proceso D.Ll. Alrededor de 25 HP/m². de rejilla, son necesarios al hacer un diseño de una instalación Greenawalt. Sin embargo su productividad es menor que la banda D.Ll.

c.- La banda D.Ll.:

Creada para la tostación y aglomeración de sulfuros, poco a poco ha sido empleada en la aglomeración de minerales de hierro. Esta adaptación ha tenido una culminación feliz y hoy en día es el proceso más empleado y conocido. Se reúnen en este proceso las ventajas de la aglomeración por aspiración y la continuidad del proceso (Fig. 11).

El aparato es formado por una serie de pequeños carros que ruedan sobre rieles uno detrás del otro de manera continua con velocidades de desplazamientos variables, dentro de ciertos límites. Los carros son provistos de rejillas en su base, y se desplazan sobre las cajas de aspiración que reunidas en una canalización principal (gas main), pueden ser sometidos a una depresión de 800 mm. de agua.

La alimentación se efectúa en la cabeza de la banda. La capa de protección de la rejilla (si ella es prevista) se deposita primero, generalmente ella tiene una altura que varía entre 15 mm. y 20 mm. Enseguida se alimenta la mezcla a aglomerar (aproximadamente 30 cm.).

Los finos de mineral, los residuos ferrosos, el polvo de coke y el agua deben haber sido convenientemente pesados y mezclados. La mezcla que se obtiene después de pasar por un granulador (pelletizer) debe presentar el máximo de homogeneidad, a fin de obtener una aglomeración uniforme y fácil.

La operación de alimentación, a la banda se realiza de tal manera, que ella se haga sobre todo el ancho y sin comprimir la mezcla, presentando una superficie horizontal al final de la alimentación.

Después de pasar por la primera caja de aspira

ción, la superficie de la mezcla es encendida gracias a quemadores, que son alimentados, sea por gas de hornos de coque o gas de los A.H, existiendo todavía una tercer posibilidad, realizando una mezcla de ambos gases. En las usinas de Stewarts & Lloyds se utiliza fuel oil previamente calentado.

La velocidad de desplazamiento de los pequeños carros es reglada convenientemente de tal manera que el frente de llama alcanza ^{la rejilla} en la penúltima caja de aspiración.

Existen bandas D.Ll. de todas dimensiones, las bandas de 2.50 m. de ancho y 100 m². de superficie son en la actualidad comunes; la tendencia actual de la tecnología es el gigantismo. VER ANEXO N° 1, al final del capítulo.

Una banda de 100 m², y con un aspirador de 2,500 C.V., puede producir diariamente 2,500 toneladas de aglomerados. Lo que corresponde a una productividad de 25 toneladas, por metro cuadrado de rejilla, por día.

d.- Fabricación de pelets:

Esta manera de aglomerar los finos de los minerales de hierro es relativamente reciente (1950), y ha adquirido en un tiempo corto un sitio dentro de la siderurgia mundial.

En la hora actual son sobre todo los Estados Unidos de N.A. y Suecia los principales productores e interesados en desarrollar este método.

Debido al agotamiento de sus minerales ricos o por estrategia, los americanos, se ven en la obligación de utilizar minerales domésticos pobres en hierro y ricos en sílice: las taconitas.

Este mineral requiere una concentración que es imposible su utilización tal cual. Con la finalidad de separar el óxido de hierro de la ganga cuarzosa, una sobre molienda es obligatoria. Después de la concentración del óxido se realiza por flotación o separación magnética, siendo el concentrado un polvo fino rico en hierro (55% a 60% en hierro), el cual es imposible de aglomerarlo utilizando el proceso clásico sobre bandas D.Ll. debido a la gran compacticidad que adopta la mezcla al ser alimentada (este fenómeno se explica por la granulometría extremadamente fina de los concentrados).

Para aprovechar dichos minerales se ideó la aglomeración en pelets, sea en cilindros rotatorios o en platos giratorios, con adiciones de agua, cuidadosamente regulada y algunas veces con adición de cementos apropiados.

Los pelets crudos (verdes), de un diámetro de

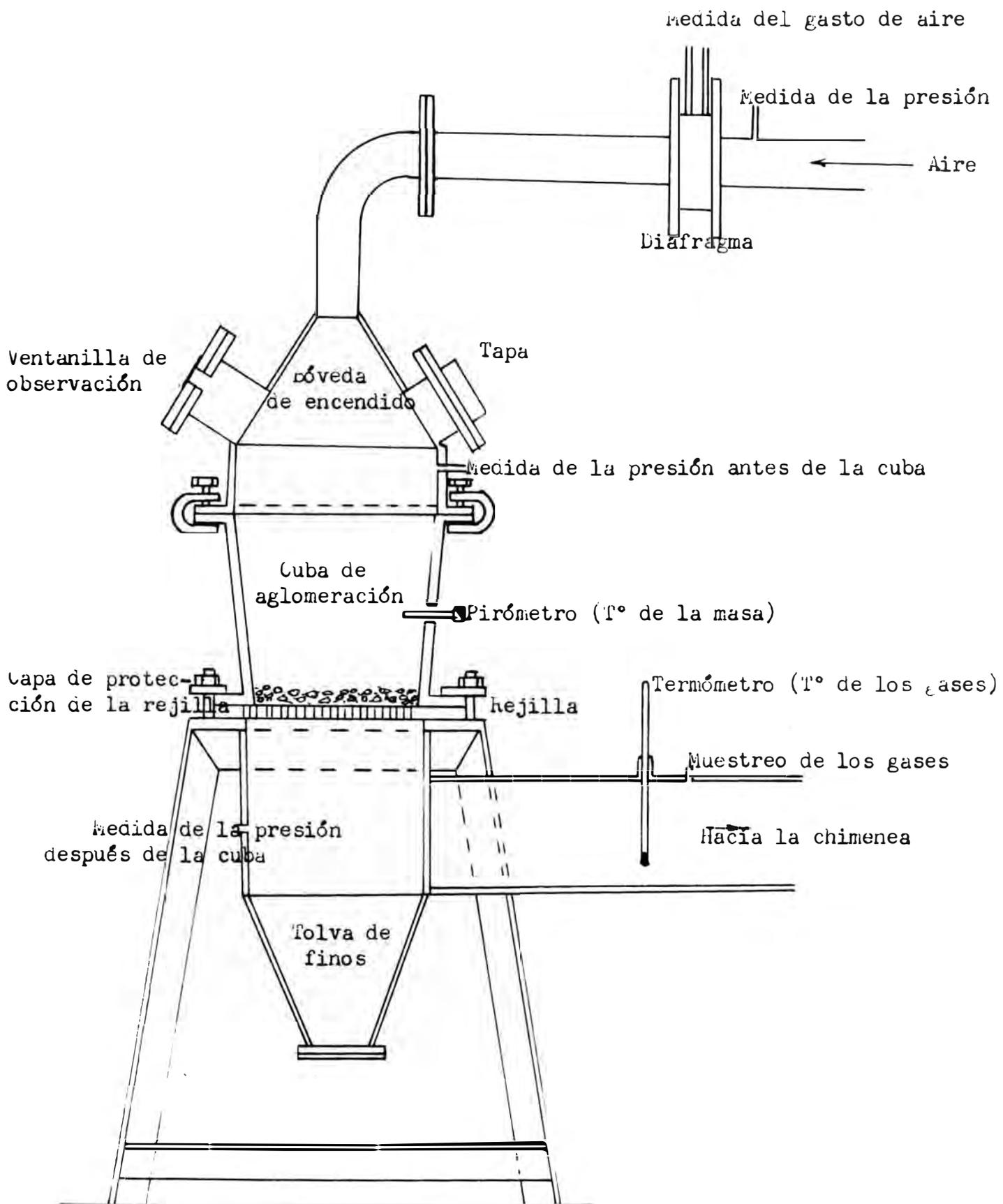


Fig 12.- CUBA DE EXPERIMENTACION

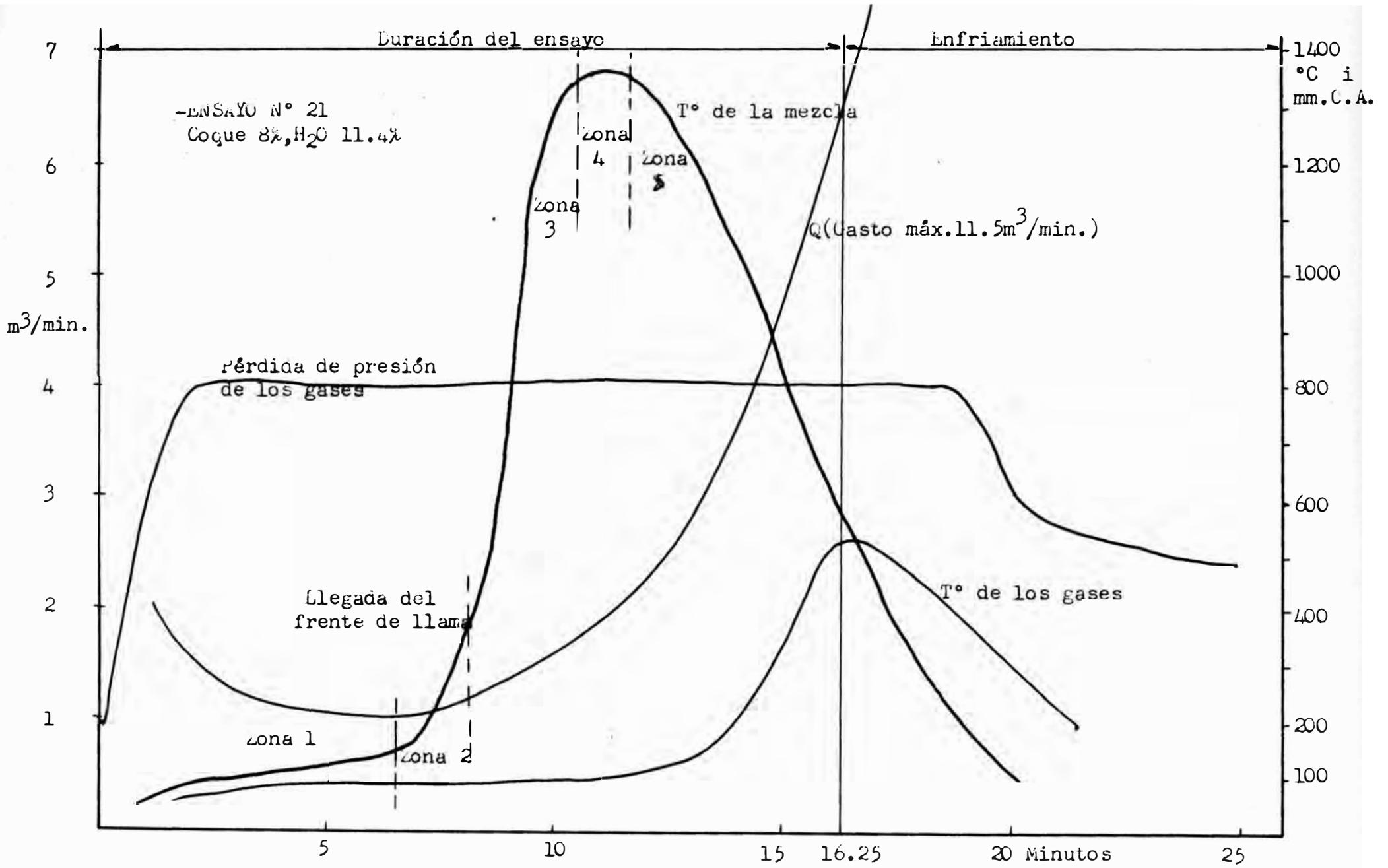


Fig 13.- DIAGRAMAS DE LAS TEMPERATURAS DE LA MEZCLA, DE LOS GASES; PERDIDA DE PRESION DE LOS GASES Y EL GASO.

una pulgada, deben ser suficientemente resistentes para soportar su manipuleo hacia los hornos de cuba o a las bandas tipo D.Ll., que son los dos reactores empleados en su cocido.

Después del cocido los pelets presentan una resistencia elevada, lo que permite su alimentación al A.H sin degradarse.

Esta técnica de peletización es empleada sobre todo cuando los materiales a aglomerar son extremadamente finos. En otras palabras no es concurrente a la aglomeración clásica (sinterización) si no una herramienta más al servicio del siderurgista. En una palabra, ambas técnicas se complementan. El ANEXO N° 2, nos muestra datos tecnológicos y características de los distintos tratamientos de los minerales de hierro, hechos previamente a la aglomeración.

B.- TEORIA DE LA AGLOMERACION EN BANDAS D.Ll.

Una teoría elemental del proceso de aglomeración, puede ser inferida por la observación de la evolución de las temperaturas en la mezcla y la composición química de los gases aspirados.

Los diagramas que nos sirven de base han sido obtenidos en una cuba de experimentación donde se ha e-

fectuado la aglomeración de los minerales de hierro (Ver Fig. 12), bajo una diferencia de presión de 400 mm. de agua.

1.º Diagrama de las temperaturas de la mezcla. Repartición en zonas.

La Fig. 13 , indica la temperatura de un punto situado a la mitad de la altura de la mezcla, en función del tiempo, pero puede representar también, la temperatura a diferentes profundidades en un instante dado, el nivel superior de la mezcla se situaría a la derecha del diagrama.

Podemos dividir dicha curva en un cierto número de zonas para analizarla:

Zona 1- Zona húmeda (80°C a 90°C)

A pesar de ser atravesada por gases calientes que descienden, la temperatura permanece estable. En esta región húmeda, la humedad de la mezcla puede alcanzar valores superiores a los de la mezcla original, ya que se ve atravesada por una corriente de gases húmedos, dicha agua del gas se condensa cuando entra en contacto con la mezcla fría.

Zona 2 - Zona de secado (90°C a 450°C)

Al comienzo del proceso el secado es lento y viene acompañado por un aumento gradual de la temperatu-

ra. Pero enseguida la temperatura aumenta rápidamente , lo que significa que la humedad de la carga, se ha eliminado. Gracias al calor sensible del gas caliente proveniente de la parte superior, la temperatura de inflamación del combustible es alcanzada (alrededor de 450°C para los polvos de coque).

Después de lo que se acaba de decir, puede surgir la siguiente pregunta: ¿ Por qué humidificamos la mezcla, sin ella será secada durante una operación previa a la aglomeración?

El principal objetivo de la humidificación de la mezcla es de darle porosidad conveniente. Después del secado, esta estructura porosa no desaparece, lo que permite el pasaje fácil de los gases.

Zona 3 - Zona de combustión o del frente de llama (450°C a 1330°C).

Se comprueba una elevación extremadamente rápida de la temperatura de la carga con transformaciones profundas en la mezcla original.

En efecto la combustión del coque y el calor sensible del aire (que enfría la parte superior del aglomerado) proveen el calor necesario para elevar la temperatura de la mezcla y producir así una fusión incipiente y por consiguiente la aglomeración. Esta temperatu-

ra no solamente provoca una fusión superficial de los granos, lo que permite de aglomerarse, si no que provoca la eliminación del agua de hidratación, del anhídrido carbónico de los carbonatos, eliminación de azufre, formación o reducción de óxidos férricos, formación de escorias, estos dos últimos juegan un papel preponderante en la compacticidad del producto obtenido.

Asistimos pues, no solamente a una mera aglomeración de materias, sino que ella se ve acompañada de transformaciones en la estructura molecular.

Es importante hacer notar que la temperatura máxima depende de la cantidad de combustible. Un buen desarrollo de los fenómenos físico-químico en esta zona, está ligado a una buena repartición del combustible en la mezcla.

Zona 4 Zona de oxidación y de equilibrio
(1330°C.)

La forma de la curva en esta zona es variable y depende de la composición química de la mezcla. Si esta contiene magnetita (Fe_3O_4) en cantidad reducida, el ancho de esta zona será también reducida y vice-versa.

Esta zona corresponde, al equilibrio de la oxidación de la magnetita en hematita (Fe_2O_3), fenómeno que es más sensible cuando el porcentaje de magnetita en la mezcla es considerable.

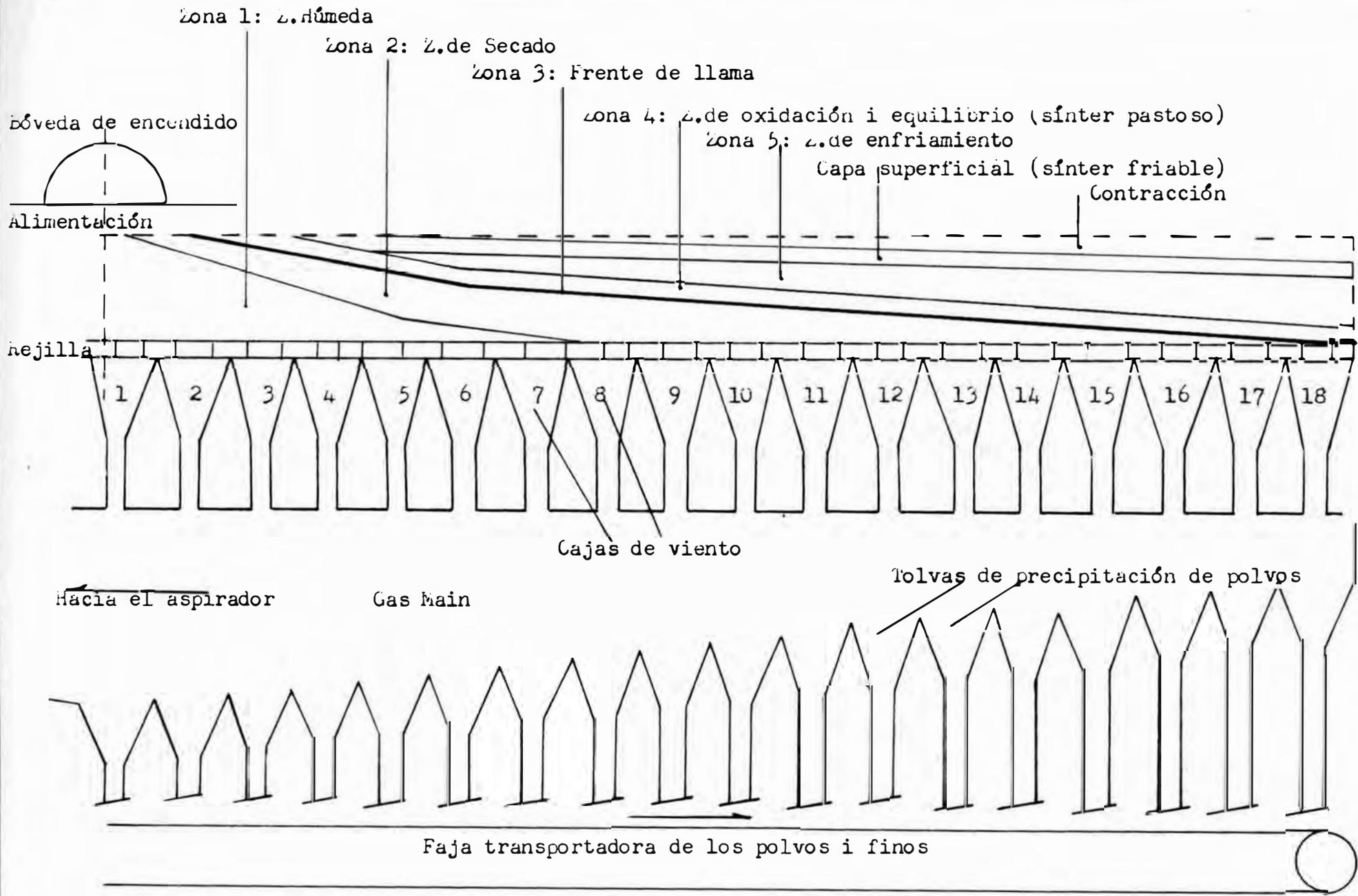
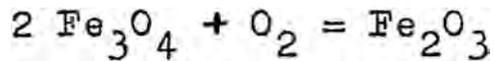


Fig 14.- REPARTICION DE LAS ZONAS EN LA BANDA DE AGLOMERACION

Cuando la combustión del carbono del coque termina, el oxígeno del aire aspirado, oxida la magnetita según:



Esta transformación de la magnetita en hematita, que es en realidad una combustión, es acompañada de liberación de calorías (reacción exotérmica), lo que explica el ligero aumento de la temperatura en esta zona.

La temperatura alcanzada evita que la reacción química precedente continúe, lo que explica el porque la temperatura permanece constante durante un cierto intervalo de tiempo: el equilibrio de la reacción es alcanzada.

Si la cantidad de combustible en la mezcla es elevado, evitamos que la reacción de oxidación se realice en el momento deseado y detenemos su desarrollo por la elevada temperatura producida. Para obtener un aglomerado bien oxidado, es necesario que la cantidad de coque no sea demasiado elevada. VER ANEXO N° 3.

Zona 5 - Enfriamiento.

Después de haber alcanzado la máxima temperatura y que las reacciones químicas han terminado, el aire frío aspirado a través de las capas superiores, realiza el enfriamiento de estas.

Es evidente que la caída de la temperatura dependerá de la cantidad de aire que atraviese el aglomerado.

2º Repartición de las zonas en la banda D.Ll. (Fig. 14):

Desde que la mezcla es alimentada en la cabeza de la banda, hasta el momento en que ella es descargada en el otro extremo, en forma de aglomerado, dicha mezcla pasa por todas las etapas descritas líneas arriba, si el proceso es convenientemente conducido.

Se puede ilustrar el proceso con la repartición de las diferentes zonas sobre la misma banda.

Al pasar bajo los quemadores la mezcla es encendida, lo que da lugar al nacimiento del frente de llama que gracias a la aspiración efectuada progresa a través de la mezcla. Este frente de llama debe llegar al fondo cuando el carro llega al extremo de la banda, podemos de esta manera trazar la zona 3. Bajo ella se encontrarán sucesivamente las zonas 1 y 2, y sobre ella las zonas 4 y 5.

Se ha representado así mismo la contracción del "cake", debida a la eliminación de los elementos volátiles, y a la compactación por la fusión superficial de los granos.

El diagrama de la Fig. 13, indica así mismo la evolución en el tiempo de la temperatura de los gases. Al

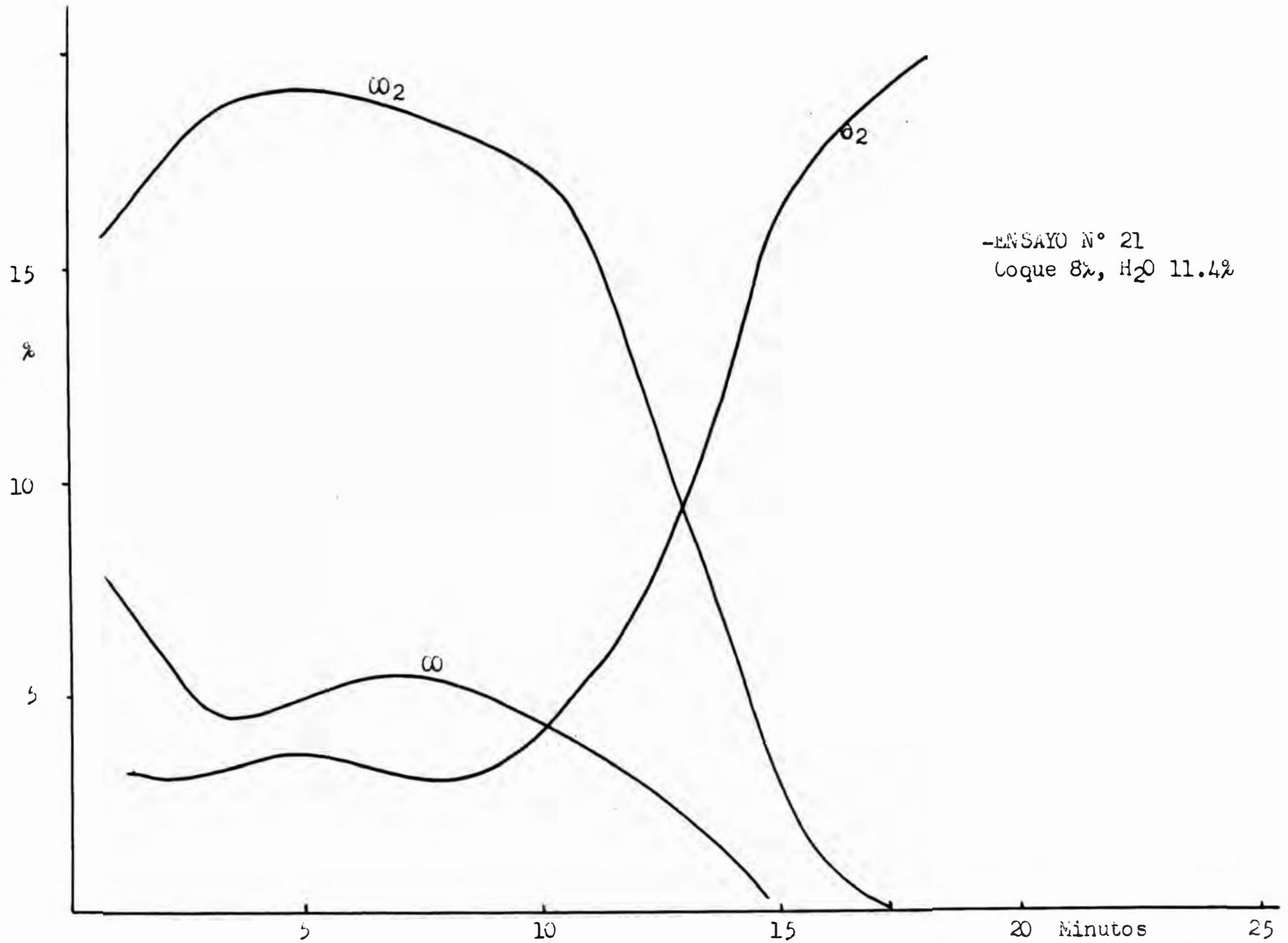


Fig 15.- COMPOSICION DE LOS GASES DURANTE LA AGLOMERACION

empezar, el frente de llama se encuentra en la parte alta de la mezcla, y los gases se enfrían al atravesar las capas inferiores de dicha mezcla antes de llegar a la chimenea.

No obstante el descenso gradual del frente de llama, la temperatura de los gases permanece la misma (80°C a 90°C), casi durante todo el proceso. Pero cuando la mezcla de la parte inferior ha perdido toda su humedad, la temperatura de los gases comienza a aumentar hasta 500°C. La máxima temperatura alcanzada por los gases nos indica que el proceso de aglomeración ha finalizado.

4° Temperatura de los gases de una banda D.Ll.

En el caso de la banda D.Ll., no se observaba variación de la temperatura de los gases en la chimenea, debido a que las diferentes cajas de aspiración son conectadas a un mismo colector (gas main). La temperatura de los gases en la chimenea es constante.

Es necesario que dicha temperatura no sea demasiado baja, lo que evita la condensación del vapor de agua en los sistemas de limpieza de los gases y en el aspirador. Dicha temperatura debe ser superior a los 100°C

La temperatura del gas en las diferentes cajas de aspiración, evoluciona como la curva de la temperatura de los gases de la cuba de experimentación.

En las primeras cajas de aspiración, cuando el

frente de llama se encuentra en las capas superiores la temperatura permanece la misma, solamente en las últimas cajas de aspiración ella alcanza su máximo.

Para obtener una producción máxima, luego, es necesario arreglar la marcha de tal manera que la máxima temperatura sea alcanzada en la última caja de aspiración.

Sin embargo la velocidad de la banda se regula de tal manera que se obtenga la máxima temperatura en la penúltima caja de aspiración. De esta manera, se asegura que el proceso de aglomeración de la mezcla termine.

5° Análisis de los gases.

El diagrama de la Fig. 15, de la cuba de experimentación, muestra los tenores en CO , CO_2 y O_2 de los gases a medida que el proceso de aglomeración se desarrolla.

a.- Monóxido de carbono:

Proviene de la combustión incompleta del carbono del coque y de los polvos del gas del A.H., su porcentaje en los gases desciende a cero cuando el proceso termina.

b.- Oxígeno:

Durante toda la operación, el contenido en oxígeno de los gases es bajo. Proviene del oxígeno del ai

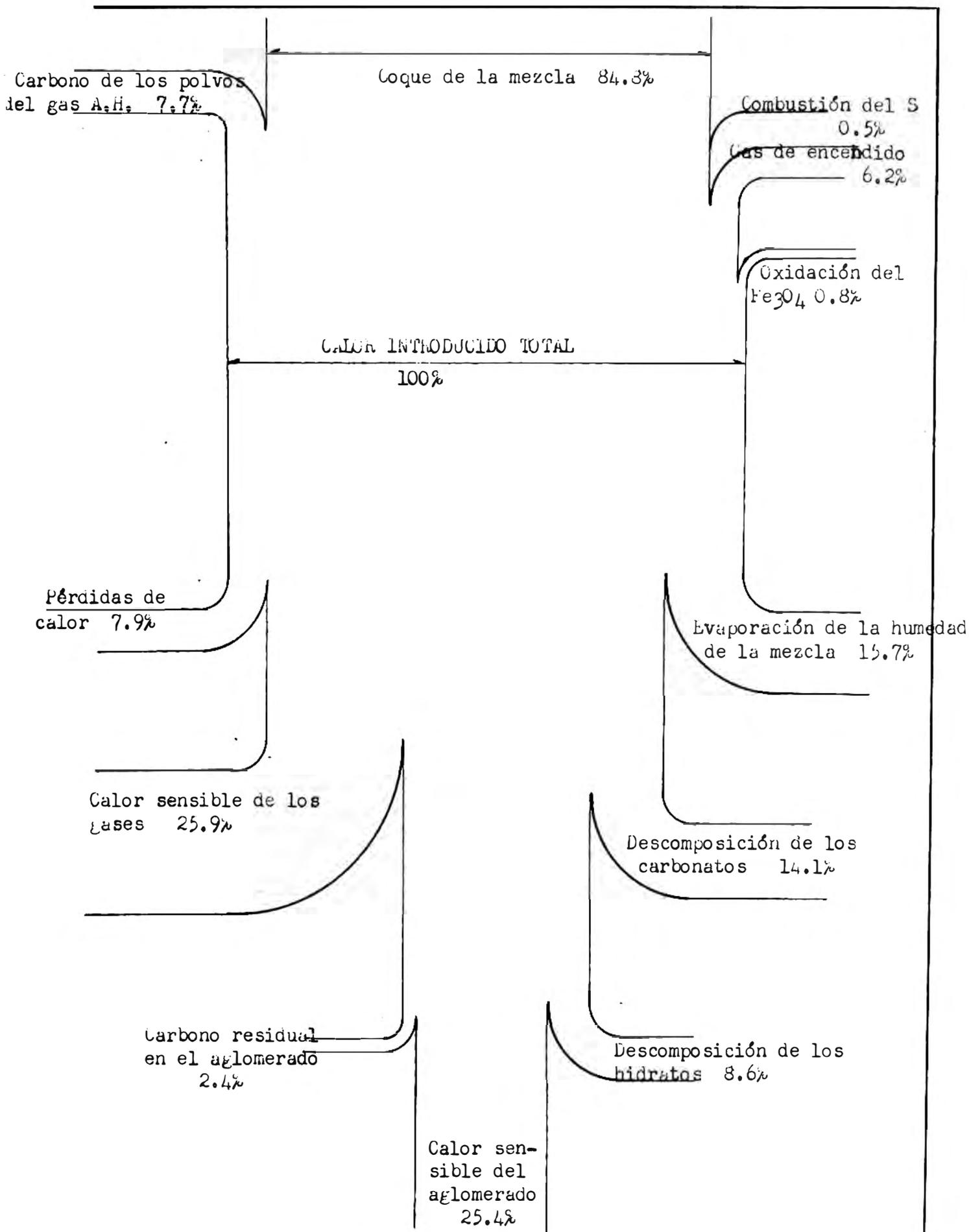


Fig 16.- BALANCE TERMICO DEL PROCESO DE AGLOMERACION

re que no ha reaccionado con el carbono y de la disociación de la hematita a altas temperaturas. Cuando el carbono se ha consumido, el porcentaje de oxígeno en el gas aumenta, ya que el aire a partir de ese momento juega el rol de enfriador del aglomerado.

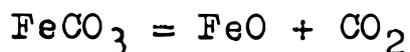
c.- Anhidrido carbónico:

Proviene en primer lugar de la combustión completa del carbono de la mezcla y luego por la calcinación de la mezcla (descomposición de carbonatos).

En el caso particular de Thy-Marcinelle, la de carbonatación es un fenómeno favorable, ya que los minerales de Briey contienen carbonatos de calcio (calcita). La temperatura alcanzada permite la reacción:



En el caso que el mineral contenga la siderita, tendremos la siguiente reacción:



Cuando el proceso termina, naturalmente que el porcentaje de CO_2 en los gases desciende a cero.

d.- Vapor de agua:

Proviene de la humedad de la mezcla y de la descomposición de los hidratos.

6° Desulfuración durante la aglomeración:

La desulfuración de la mezcla durante la aglo

meración, es un hecho que al principio no estaba previsto.

Sin embargo dicho fenómeno permite de introducir en la mezcla residuos sulfurosos ricos en hierro, como por ejemplo las piritas tostadas que han sido utilizadas en la fabricación de ácido sulfúrico.

El azufre de una mezcla a aglomerar proviene del mineral y del coque.

Por los análisis se prueba que el azufre del coque se encuentra en las piritas, por consiguiente su eliminación es fácil. Mientras que el azufre del mineral se encuentra en las piritas y sulfatos (por ejemplo el sulfato de calcio).

Datos experimentales e industriales nos muestran que la desulfuración alcanza a 60% y 70%, si el combustible (coque) es convenientemente calculado. Demasiado o poco coque perjudican la desulfuración correcta de la mezcla.

Adiciones de cal a la mezcla, mejoran su desulfuración.

7º Balance térmico del proceso de aglomeración. Fig. 16:

El balance térmico de un proceso físico-químico abarca de una parte la enumeración de las reacciones exotérmicas y de otra parte, la búsqueda de los diferentes fenómenos que consumen dichas calorías.

a.- Calor introducido:

Puede descomponerse de la manera siguiente:

calorías aportadas por la combustión del coque.

calorías aportadas por la combustión del carbono en los polvos del A.H.

calorías aportadas por el encendido de la mezcla.

- calorías aportadas por la acción de oxidación del Fe_3O_4 en Fe_2O_3 .

calorías aportadas por la combustión del azufre en SO_2 .

Siendo los items más importantes las calorías aportadas por la combustión del coque de la mezcla y el carbono contenido en los polvos de los A.H. En lo que respecta a las calorías producidas por la oxidación del óxido magnética en óxido férrico varían según la conducción del proceso y la composición mineralógica de la mezcla. Cuando más rica es la mezcla en óxidos magnéticos (mineral sueco), dicho item será más importante.

b.- Repartición del calor introducido:

Las calorías suministradas son consumidas primeramente en efectuar la aglomeración, es decir:

a evaporar la humedad de la mezcla

- a descomponer los carbonatos

- a descomponer los hidratos

Además un porcentaje importante se encuentra:

- en el carbono no quemado que el aglomerado

contiene en cantidades ínfimas.

en las pérdidas por conducción, convección y radiación.

- en el calor sensible de los gases

- en el calor sensible de los aglomerados.

El consumo del calor suministrado varía igualmente de acuerdo a la composición mineralógica de la mezcla; es evidente que si nuestra mezcla contiene un porcentaje elevado de humedad y su contenido en carbonatos es igualmente elevado, dichos items consumirán más calorías. Si la mezcla contiene un gran porcentaje de elementos volátiles, tendremos mayor cantidad de gases, por consiguiente la cantidad de calorías en los gases será mayor.

A N E X O N º 1

ANEXO N° 1

CARACTERISTICAS DE LOS PRINCIPALES TIPOS DE BANDAS DE AGLOMERACION
DE LOS DIFERENTES CONSTRUCTORES MUNDIALES

Nota.- Debido a la diferencia de aptitud que presentan los minerales para ser aglomerados, las producciones unitarias, T/m²/h, varían según las plantas y explican las diferencias de área empleada para una misma producción.

Constructor	-DWIGHT-LLOYD División de Mc. Dowell (U.S.A.).	-KOPPERS (U.S.A.) -HUNTINGTON -HE- BERLIN (Inglaterra) -SEES (Francia)	-Arthur G. Mc. Kee (U.S.A.) -Head Wrightson (Inglaterra)	-LURGI (Alemania) -BRAVO (U.S.A.)	-OU.Z.T.M. (U.R.S.S.).
Bandas en Servicio	1.83x31 = 56.7m ² Producción máxi- ma: 1,500 T/día	1.83x31 = 56.7m ² Producción máxi- ma: 1,500 T/día	1.83x29 = 53m ² Producción máxi- ma: 1,500 T/día	Antiguamente: 36,40,50 m ² 2 x 30 = 60 m ² Producción máxima: 1,500 T/día	1.5x11=16.5m ² Prod.max.: 600T/día
	2 x 45 = 90m ² Pr.máx.: 2000T/día	2.43x31.7 = 77m ² Pr.máx.: 2,250T/día 2.44x43.4=106m ² Pr.máx. 2500 T/día 2.44x54 = 131m ² Pr.máx.: 3,000 T/día	1.83x51 = 93m ² Pr.máx.: 2,500T/día 2.44x39=95m ² Pr.máx.: 2500 T/día	2.5 x 30 = 75m ² Pr.máx.: 2000T/día 2.5x36 = 90m ² Pr.máx.: 2500 T/día	2.5 x 30 = 75m ² Pr.máx.: 2,500 T/día 2.5 x 48 = 120m ² Pr.máx.: 4000 T/día
Bandas en Construcción o Pedidas	120 y 180 m ²	3.65x51.2=187m ² Pr.máx.: 5500 T/día 3.65x60.8=222m ² Pr.máx.: 7000T/día 1.83x55 = 100m ² Pr.máx.: 2400 T/día	2.43x51=124m ² Pr.máx. 4000T/día	4 x 50 = 200 m ² Pr.máx.: 6000 T/día	4x59 = 236 m ² Pr.máx.: 7000 T/Día



A N E X O N º 2

ANEXO N° 2

Cuadro I.-- CARACTERISTICAS DE VARIOS CONCENTRADOS DE MAGNETITA.

Origen	MAIMBERGET (Suecia) MK 100	MARCONA (Perú)	SEGRE (Francia)	Taconitas (U.S.A.)
Análisis (%)				
Fe	68.4	67-69	68-69	64
SiO ₂	2.6	3-5	3	10
Al ₂ O ₃	0.7	-	-	0.5
CaO	0.7	0.2		0.5
M ₂ O ₃	0.6			0.5
TiO ₂	0.3			
S	0.025	0.3-1		
P	0.1	0.03	0.35	
Mn	0.04	0.04-0.14		
Húmedad (%)	4	-	7-9	9.5
Granulometría:	95% menor de: 0.59 mm.	menor de 6.35 mm. 80% menor de 1.65mm	0/80 micrones	88% de 0/43 micro- nes.
Utilización :	Aglomerado en pellets.	Una parte remolida es aglomerada en pellets Los compradores reali- zan la sinterización.	Aglomerado en pellets	Pellets.

Cuadro II.- Ensayos industriales de aglomeración de los concentrados de magnetita, extremadamente finos, provenientes de las taconitas (Planta de Extaca, de la División Oliver Iron Mining de U.S. Steel Corporation).

	Banda continua Arthur G. Mc. Kee de 183 m. de ancho y 53.5 m ² de superficie útil.	Horno rotatorio Allis-Chalmers de 3.5 m. de diámetro exterior y 850 m ³ de volumen.
Carga	70% concentrados de taconitas de PILOTAC a 90% de 0/53 micrones (malla 270) 0.5% de oal apagada. 4.5% finos de antracita o polvos de coque. 25% finos de retorno. 12% de agua.	96% concentrados de taconitas de PILOTAC a 90% de 0/53 micrones. 4% CaCO ₃ .
Producción	En promedio 1450 a 1700 T/día, o 60 a 70 T/hr., o sea: 27 a 31 T/m ² /día. 1.1 a 1.3 T/m ² / día hr	En promedio 1100 a 1440 T/día, o sea: 46 T/hr. a 60 T/hr. o: 1.3 T/m ³ /día a 1.7 T/m ³ /día.
Consumo por tonelada de aglomerada	26 a 28 termias por encendido (combustible). 400 a 430 termias de coque e antracita (alrededor de 65 Kg.) Total: 450 termias. 16.8 Kw-h.	Total: 450 termias (carbón pulverizado) 12.5 Kw-h.
Calidad del aglomerado	50% mayor de 12.7 mm. 5% menor de 1.65 mm.	60% mayor de 12.7 mm. (1/2 pulgada). 13% menor de 1.65 mm. (malla 10)

Puesta en marcha	Usina	Propietarios	Equipo de la Planta	Capacidad de la Planta	Producciones (T)
1959	Erie Mining Co. Aurora-Minnesota	Pickands Mather Co.	24 hornos de 7.8m ² 1.83 x 4.27 m.	900-1,000 T/día, o/u Total: 8 mill/año	1959: 3'561,376 1960: 5'574,081 1961: 7'500,000
1955 1958	Bethlehem Steel Co. Lebanon- Penns	Bethlehem Steel Co.	1 horno de 6.5m ² 1 horno de 7.8m ² 1.83 x 4.27 m	450 - 550 T/día. 900-1,000T/día 0.5 mill./año.	
1961	Bethlehem Cornwall Corp.--Grace Mine Morganton. Penns.	Bethlehem Steel Co.	6 hornos de 9.15m ² 2 x 4.58 m.	5400 T/día 2 mill./año	
1954	Marmoration Mining Co. Ltd. Marmora-Ontario	Bethlehem Steel Co.	4 hornos de 6.5m ²	400 T/día 0.45 mill./año	1959: 351,000 1960: 282,000 1961: 500,000
1958	Hilton Mine Quebec	Steel Co. of Canada Ltd. & Bristol Quebec Mining Co. (x)	3 hornos de 9m ²	896,000 T/año	1959: 584,000 1960: 747,000
	Pea Ridge (Missouri)				
1963	L Kab MalMBERGET Suecia	Luossa vaara Kurunavaara A.B.	1 horno de 11m ²	650 T/día.	
	Otanmäki (Finlandia)		1 horno de 6.1m ²	150,000 T/año.	
<p>Se pueden agregar las siguientes plantas suecas que hacen 165,000 T/año, en conjunto:</p> <ul style="list-style-type: none"> -Mina de Bodas Sandvikens Jernverks. -Söderfors Stora Kopparbergs Bergslags AB. -Falun Stora Kopparbergs Bergslags AB. -Hellefors Hellefors Bruks AB -Persberg Uddeholms AB <p>y la planta francesa de Segré, con una capacidad de 50,000 T/año</p>					

(x) Bristol Quebec Mining Co., pertenece a Pickands Mather & Jones & Laughlin.

Cuadro IV.- PLANTAS DE PELETIZACION; COCIDO EN BANDAS CONTINUAS.

Puesta en marcha	Usina	Propietarios	Equipo de la Planta	Capacidad de la Planta	Producciones (T)
1956 1962	Reserve Mining Co. Silver Bay-Minn.	Armco Steel Co. & Republic Steel Co.	6 bandas A.C. A.G.Mc.Kee. de 94 m ² (1.83 x 51.2) 2 bandas en construcción, A.G. Mc. Kee.	2500 - 3000 T/día o sea 0.85 a 1 mill. T/año, c/u. 5200 T/día, o sea 2 mill T/año	1959-3'603,602 1960-4'941,322 1961-6'000,000 Previsión 1963 9'000,000
1962	Columbia Iron Mining Co. Atlantic City-Wyoming	United States Steel Co.	2 bandas A.G. Mc.Kee. de 1.83 m. de ancho	2500 T/día, c/u.	
1956	Marquette Iron-Mining Co. Eagle Mills - Mich	Cleveland Cliffs Iron Co.	1 banda D.Lloyd Mc. Dowell de 128m ² (1.83 x 67).	0.75 mill.T/año	
1955 1962	The International Nickel Co. of Canadá Sudbury-Ontario	The International Nickel Co. of Canada Ltd.	1 banda Dravo-Lurgi de 120 m ² (2.5x4.8) 1 banda en construcción Dravo-Lurgi, 160m ² (2.5 x 64)	250,000 T/año	1959-162,000T. 1960-192,000T. Previsión 1963 800,000T.
1963	Hanna Mining Co. Groveland-Mich	Hanna Mining Co.	1 banda Dravo-Lurgi de 204m ² (3.0x68)	1.25 mill.T/año	Previsión 1963 1'250,000
1963	Iron Ore Co. of Canadá Garol Lake	Carol Pellet Co.	4 bandas Dravo-Lurgi de 204m ² (3.0x68).	5.5 mill.T/año	
1963	Marcona Mining Co. Perú	Utah Constr.	1 banda Dravo-Lurgi 120 m ² (2.5x48).	1 mill.T./año	
1963	Norsk Jernverk Mo-i-Rana/Noruega		1 banda Huntington Heberlein		

Cuadro V.- CONSUMO DE COMBUSTIBLE POR TONELADA DE AGLOMERADO EN DIFERENTES PROCESOS.

Materia Prima	Proceso	Consumo por T. de Aglomerado en:	
		Combustible	Termias
Mineral de Lorena Magnetitas o Hematitas.	Aglomeración en bandas continuas	10 a 40 termias, gas o fuel (encendido) 100 Kg. polvo de coque o el equivalente en combustible sólido	650 a 750
		10 a 40 termias, gas o fuel (encendido). 40 a 60 Kg. polvo de coque.	300 a 450
Concentrados de Magnetita.	Hornos de cuva.	8 a 20 Kg., fuel	80 a 200
Concentrados de Magnetita.	Cocido en bandas continuas	17 a 20 Kg., fuel	170 a 200
Estimación para concentrados de Hematitas y Magnetita.		25 Kg., fuel	250
Concentrados de Hematita.	Hornos Lepol	25 Kg., fuel.	250

Cuadro VI.- COMPOSICION QUIMICA DE ALGUNOS PELETS DE ALTA PUREZA

Origen	Suecia (Malberget)	Canada (Inco)	Perú (Marcona)	Francia (Segré)
Fe	68.59	68	68 a 70	66 a 68
SiO ₂	0.59	1.50	0.5 a 1.5	-
Al ₂ O ₃	0.35	0.65	0.2 a 0.7	-
Ca O	0.48	0.25	-	-
Mg O	0.30	0.30	-	-
S	0.011	0.01	menos de 0.05	-
P	0.013	0.003	menos de 0.01	-
Mn	0.05	0.05	0.14	-

Cuadro VII.- DOMINIO DE APLICACION DE LAS PRINCIPALES TECNICAS DE CONCENTRACION DE LOS MINERALES DE HIERRO, SEGUN SU GRANULOMETRIA.

Operaciones	Métodos	Dimensiones límites (mm.)
Tratamientos magnéticos Tratamiento gravimétricos. Flotación Separación eléctrica	Campo magnético débil para recuperar los compuestos ferromagnéticos fuertes (hierro metal, magnetita).	0-150
	Campo magnético fuerte para recuperar los compuestos poco magnéticos (hematita, limonita, siderita).	0.02-3
	Licores densos en reactores estáticos.	1-200
	Licores densos en ciclones.	0.3 -8
	Jigs a pistón.	1-60
	Jigs a diafragma y con cama Espirales	0.05-8 0.05-2
		0.01-0.3 0.02-3

Cuado VIII-SEPARACION MAGNETICA EN SECO, A ALTA INTENSIDAD; MINERALES DE LORENA.

Productos	Minerales calcáreos (Búsqueda de un concentrado calcáreo)		Minerales silicosos. (Búsqueda de un concentrado a bajo tenor en sílice)	
	Calcáreos pobres a 20% Fe	Calcáreos a 26% Fe (Tressange)	Cuarzosos (Región de Longgw)	Parcialmente reducidos. (Región de Bazailles).
Mineral bruto (seco):				
Fe	20.8	26.0	36.0	35.0
SiO ₂	10.5	10.0	22.0	24.5
CaO	27.0	24.0	5.0	3.5
Al ₂ O ₃	4.0	5.0	5.0	4.0
Concentrados magnéticos:				
Rendimiento en peso (%)	50.0	60.0	75.0	72.0
Rendimiento en Fe (%)	84.5	90.0	94.0	85.0
Fe	35.0	40.0	45.0	42.0
SiO ₂	9.0	7.0	9.0	13.5
CaC	15.0	11.0	2.0	3.0
Al ₂ O ₃	7.0	6.5	6.0	5.0
Pérdida al fuego	18.0	17.0	15.0	13.0
Estériles Fe(%)	6.5	5.0	9.5	17.0

Cuadro IX.- CONCENTRACION POR TOSTADO MAGNETIZANTES SEGUIDO DE SEPARACION MAGNETICA DE LOS MINERALES DE LORENA.

Productos (seco)	Silicosos reducidos sin shales (MOULAINÉ)	Mixtos de separación magnética a alta intensidad. (BAZAILLES-Con cuarzo y cloritas, sin shales).	Silicosos oxidados, con shales (SAIZERAI)	Concentrado gravimétrico, obtenido a partir de un mineral oxidado, con shales. (SAIZERAI)
<u>Producto crudo de partida.</u>				
Fe	37.2	31.8	27.9	38.9
SiO ₂	18.5	32.4	25.8	15.9
CaO	4.9	4.0	5.4	4.3
Al ₂ O ₃	5.0	4.0	10.8	7.0
<u>Concentrado Tostado:</u>				
Rendimiento en peso (%)	51.5	42.3	31.2	58.5
Rendimiento en Fe (%)	74.5	78.3	61.8	86.5
Fe	53.8	59.0	55.2	57.4
SiO ₂	10.5	6.7	8.1	7.1
CaO	3.6	2.7	3.0	2.2
Al ₂ O ₃	6.2	6.2	8.1	7.5
<u>Estériles:</u>				
Peso (%)	34.5	48.7	54.6	26.5
Fe	27.4	14.2	19.4	19.8
SiO ₂	34.9	63.5	39.9	43.6
Al ₂ O ₃	6.5	3.1	13.1	9.2
<u>Pérdida al fuego, durante el tostado.</u>	<u>14.0</u>	<u>9.0</u>	<u>14.2</u>	<u>15.0</u>
	100.0	100.0	100.0	100.0

Cuadro X .- CONCENTRACION POR TOSTADO MAGNETIZANTE SEGUIDO DE SEPARACION MAGNETICA; MINERALES DEL OESTE FRANCES.

Productos	SEGRE Capa C	LA FERRIERE-AUX-ETANGS (Finos 0.1-2 m.m.)	SOUMONT (Resultados promedios)
Mineral inicial crudo (seco):			
Fe	22.3	34.2	35.0
SiO ₂	54.6	18.9	15.0
Concentrados magnéticos:			
Rendimiento en peso (%)	24.5	39.1	50.0
Rendimiento en Fe	62.0	64.2	80.0
Fe	58.5	55.2	55.0
SiO ₂	8.0	12.0	12.0
Estériles:			
Rendimiento en peso	72.2	41.6	30.0
Rendimiento en Fe	12.0	29.0	26.0
Pérdida al fuego por el tostado	4.3	19.3	20.0

Cuadro XI.- CONSUMO TEORICO DE CALORIAS PARA EFECTUAR EL TOSTADO MAGNETIZANTE.

<u>DESHIDRATAACION</u>	Humedad natural	= 0,6 termias por Kg. de agua.
	Descomposición de hidróxidos de hierro (300°C-400°C).	= 0,9 termias por Kg. de agua.
<u>DISOCIACION</u>	Transformación de la siderita en magnetita	Ligeramente exotérmica (se puede asumir que no hay necesidad de calorías)
	Calcita	1 termia por Kg. de CO ₂
<u>REDUCCION</u>	La hematita (Fe ₂ O ₃) ,se reduce a oxido magnético (Fe ₃ O ₄)	Consumo de 67 litros de CO o H ₂ , para reducir en Kg. de hierro, o sea un consumo de 0.2 termias (CO) o 0.17 termias (H ₂) por Kg. de hierro.

N.B.- El calor específico del mineral, es 0.23

Cuadro XII.- TRATAMIENTO DE LOS MINERALES DE LORENA POR GRAVIMETRIA (Espirales Humpreys)

(Balance hecho sobre el mineral, incluyendo los finos inferiores a 0.1 m.m.-no tratados)

Productos	Calcáreas pobres a 20% Fe (Hussigny)	Silicosos a shales (Bassin de Nancy)
<u>Mineral:</u>		
Fe	20.8	28.6
SiO ₂	10.5	25.8
CaO	27.0	6.2
Al ₂ O ₃	4.0	9.2
<u>Concentrados:</u>		
-Rendimiento en peso (%)	28.0	32.0
-Rendimiento en Fe (%)	56.0	46.0
Fe	40	41.0
SiO ₂	8.5	13.5
CaO	9.0	4.5
Al ₂ O ₃	5.5	6.0
-Pérdida al Fuego(%)	17.0	14.0
<u>Estériles :</u>		
Peso (%)	47.0	38.0
Fe	8.5	20.0
<u>Finos: (< 0.1 mm. - no tratados)</u>		
Peso (%)	25.0	30.0
Fe	19.0	26.0

Cuadro XIII.-FLOTACION DE LA GANGA CALCAREA DE UN MINERAL CALCAREO DE LORENA
(Granulometría 10 - 150 micrones)

Producto (seco)	Rendimiento en peso (%)	Fe %	SiO ₂ %	CaO %	Repartición del Fe %
Inicial 10 - 150 <i>μ</i>	100.0	20.3	11.1	27.5	100.0
Concentrado de hierro	45.5	37.9	18.9	4.3	84.7
Estériles (flotados)	54.5	5.7	4.6	46.9	15.3

Para flotar la calcita se utiliza (Patente francesa N° 1,211,790-October 1959).

Colector aniónico, tipo ácido graso (ácido oleico, tall-oil) o sulfato de ácido graso.

Silicato de soda.

pH de 10 a 12.

Cuadro XIV .- FLOTACION DE LA GANGA SILICOSA DE LOS MINERALES DE LORENA A SHALES
(Granulometría 10 - 100 micrones)

Producto(seco)	Rendimiento en peso %	Fe %	SiO ₂ %	CaO %	Al ₂ O ₃ %	Repartición del Fe %
Inicial 10 - 100 μ	100.0	29.2	25.7	6.2	8.0	100.0
Concentrado de hierro	40.0	40.0	9.0	8.5	6.0	55.0
Estériles (flotados)	60.0	22.0	36.8	4.8	9.3	45.0

Para flotar los shales y una parte del cuarzo se utiliza (Patente francesa N° 1,291,597 -Agosto (1960)

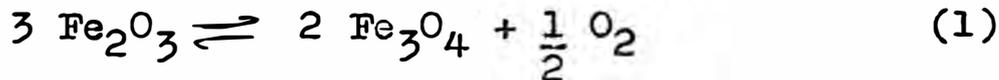
Colector catiónico, tipo amina primaria en C₁₂ bajo la forma de clorhidrato o de emulsión.

Coloide orgánico tipo carboxilometil celulosa
pH ligeramente alcalino.

A N E X O N º 3

A N E X O N º 3

1.- DISOCIACION DEL Fe_2O_3 EN Fe_3O_4 .



La constante de equilibrio de esta reacción es:

$$K_p = p_{\text{O}_2}^{\frac{1}{2}}$$

Su energía de activación está dada por:

$$- \Delta G = RT \cdot \ln K$$

$$\text{De donde: } \log K = \frac{-\Delta Q_0}{4.573 T} + \frac{\Delta S_0}{4.573} \quad (2)$$

En esta fórmula:

- ΔQ_0 , es el calor producido por la reacción en condiciones normales (presión atmosférica para los gases, estado sólido para los sólidos).

- $\Delta \Delta S_0$, variación de la entropía, en condiciones normales.

Según Kubaschewski tenemos:

$$\Delta S_{\text{Fe}_3\text{O}_4} = 35 \text{ calorías } / ^\circ\text{K/mole.}$$

$$\Delta S_{\text{Fe}_2\text{O}_3} = 21.5 \text{ calorías } / ^\circ\text{K/mole.}$$

$$\Delta S_{\text{O}_2} = 49.03 \text{ calorías } / ^\circ\text{K/mole.}$$

$$\text{De donde: } \Delta S_0 = 2 \Delta S_{\text{Fe}_3\text{O}_4} - 3 \Delta S_{\text{Fe}_2\text{O}_3} + \frac{1}{2} \Delta S_{\text{O}_2}$$

$$\text{Luego: } \Delta S_0 = 31 \text{ calorías } / ^\circ\text{K/mole.}$$

Según, Rey M., tenemos:

$$\Delta Q_o_{\text{Fe}_3\text{O}_4} = 266.5 \text{ Kcal./mole.}$$

$$\Delta Q_o_{\text{Fe}_2\text{O}_3} = 195.2 \text{ Kcal./mole.}$$

$$\text{De donde: } \Delta Q_o = 2 \cdot \Delta Q_o_{\text{Fe}_3\text{O}_4} - 3 \Delta Q_o_{\text{Fe}_2\text{O}_3}$$

$$\text{Reemplazando } \Delta Q_o = 52.6 \text{ Kcal./mole.}$$

$$\text{Luego: } -\Delta Q_o = -52,600 \text{ cal./mole.}$$

Reemplazando los valores obtenidos en (2):

$$\log K = \frac{-52,600}{4.573 T} + \frac{31}{4.573}$$

La constante de equilibrio de la reacción (1)

$$\log K = \frac{1}{2} \log p_{\text{O}_2}$$

$$\text{Por consiguiente: } \log p_{\text{O}_2} = \frac{-23,004.592}{T} + 13.5578(3)$$

La fórmula (3) nos permite hallar las condiciones de equilibrio:

$$p_{\text{O}_2} = f(T)$$

De donde obtenemos los resultados siguientes:

T (°K)	log p _{O₂}	p _{O₂} (atm.)
1696.78	0	1
1675	-0.1756	0.66745
1650	-0.3843	0.41275
1625	-0.5988	0.25137
1615.28	-0.6840	0.2070
1600	-0.8200	0.1513
1575	-1.0482	0.089495
1500	-1.7786	0.01665

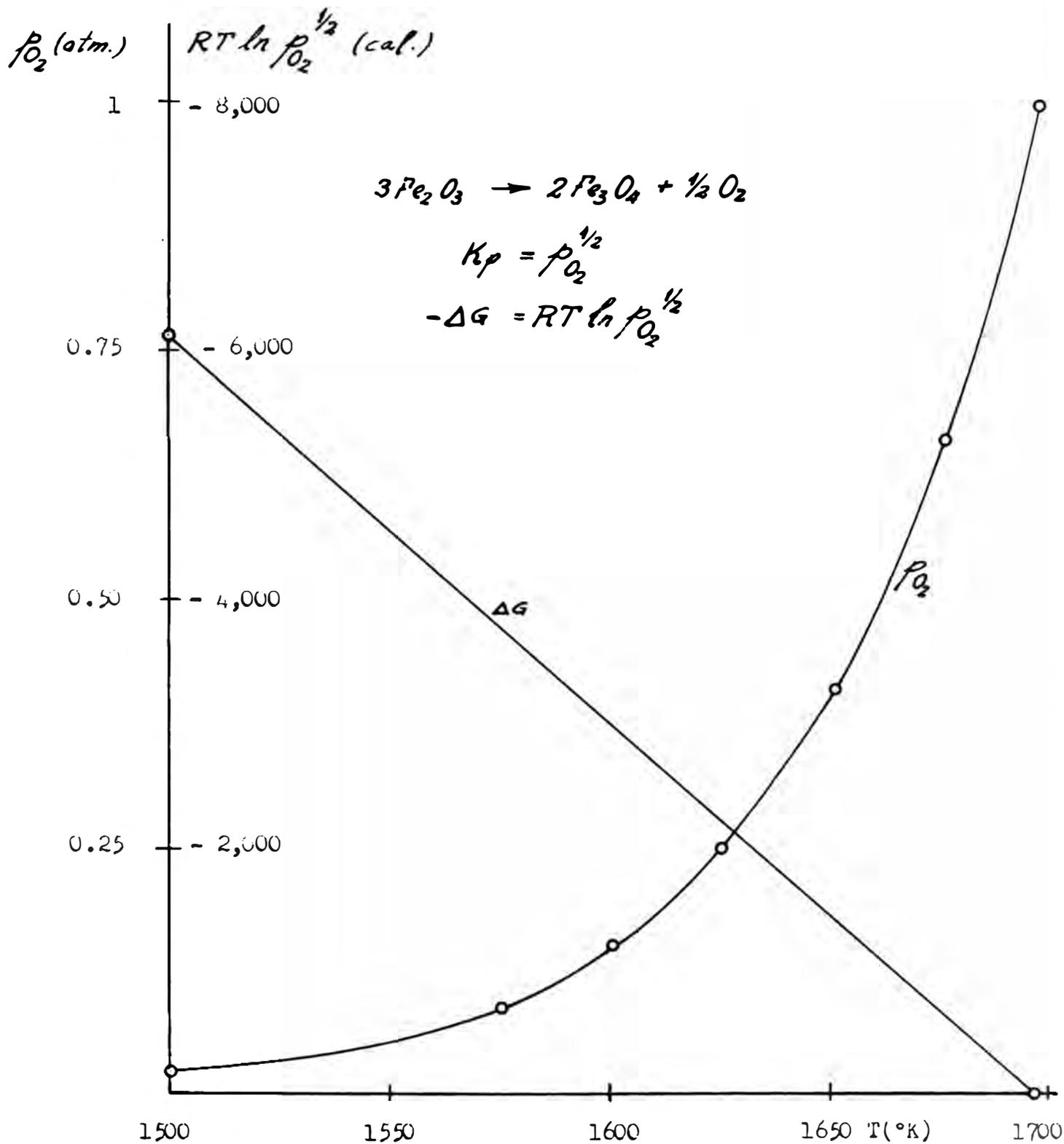


Fig 17.- DESCOMPOSICION DE LA HEMATITA EN MAGNETITA

Con la ayuda de este cuadro y de la fórmula :

$$\Delta G = RT \ln K, \text{ podemos traer la ley: } -\Delta G = f(T)$$

$$-\Delta G = RT \cdot \frac{1}{2} \cdot 2.3026 \log p_{O_2}$$

$$R = \text{constante} = 1.986 \text{ cal/mol. } ^\circ K$$

$$\text{De donde} \quad -\Delta G = 1.986 \cdot \frac{1}{2} \cdot 2.3026 \quad T \log p_{O_2}$$

$$\text{Finalmente} \quad -\Delta G = 2.2865 \quad T \log p_{O_2} \quad (4)$$

T (oK)	$-\Delta G = RT \ln K$ (cal.)
1696.78	0
1675	-672.53
1650	-1449.86
1625	-2224.88
1615.28	-2526.24
1600	-2999.89
1575	-3776.47
1500	-6100.15

El gráfico adjunto representa las dos leyes. Fig. 17.

CONCLUSIONES:

La temperatura de inversión, de la reacción estudiada se situa a $1700^\circ K$ ($1427^\circ C$).

El mecanismo de formación de la magnetita es luego posible por disociación térmica del Fe_2O_3 , hasta esa temperatura.

2.- REDUCCION DEL Fe_2O_3



La constante de equilibrio de la reacción es:

$$K_p = \frac{P_{\text{CO}_2}}{P_{\text{CO}}}$$

$$\log K_p = \frac{-\Delta Q_o}{4.573 T} + \frac{\Delta S_o}{4.573}$$

Según Rey M.:

$$\Delta S_{o\text{CO}} = 47.32 \text{ cal./}^\circ\text{K/mole.}$$

$$\Delta S_{o\text{CO}_2} = 51.08 \text{ cal./}^\circ\text{K/mole.}$$

$$\begin{aligned} \text{Luego: } S_o &= 2 \Delta S_{o\text{Fe}_3\text{O}_4} + \Delta S_{o\text{CO}_2} - 3 \Delta S_{o\text{Fe}_2\text{O}_3} \\ &\quad - S_{o\text{CO}} \end{aligned}$$

$$\text{Reemplazando: } \Delta S_o = 10.26 \text{ ca./}^\circ\text{K/mole.}$$

$$\text{Además: } \Delta Q_{o\text{CO}} = 26.57 \text{ Kcal/mole}$$

$$\Delta Q_{o\text{CO}_2} = 94.22 \text{ Kcal/mole.}$$

$$\begin{aligned} \text{Luego: } \Delta Q_o &= 2 \Delta Q_{o\text{Fe}_3\text{O}_4} + \Delta Q_{o\text{CO}_2} - 3 \Delta Q_{o\text{Fe}_2\text{O}_3} \\ &\quad - \Delta Q_{o\text{CO}} \end{aligned}$$

$$\text{Reemplazando: } \Delta Q_o = 15.05 \text{ Kcal./mole.}$$

$$-\Delta Q_o = -15,050 \text{ cal/Mole}$$

Por consiguiente: $\log K_p = \frac{-15,050}{4.573 T} + \frac{10.26}{4.573}$

Desde que : $K_p = \frac{p_{CO_2}}{p_{CO}}$

$$\log \frac{p_{CO_2}}{p_{CO}} = \frac{-3291.056}{T} + 2.2436$$

De donde: $\frac{p_{CO_2}}{p_{CO}} = f(T)$

T (°K)	log Kp	Kp = $\frac{p_{CO_2}}{p_{CO}}$
2000	0.59807	3.964
1750	0.36300	2.307
1500	0.04956	1.12
1466.7	0	1
1250	-0.38924	0.4081
1000	-1.047456	0.08965
750	-2.14447	0.007171
500	-4.33850	0.00004587

Para obtener la ley $-\Delta G = f(T)$

A partir de la fórmula :

$$-\Delta G = RT \ln K$$

$$-\Delta G = 1.986 \times 2.3026 \times T \times \log \frac{p_{CO_2}}{p_{CO}}$$

$$-\Delta G = 4.573T \log \frac{p_{CO_2}}{p_{CO}}$$

De donde obtenemos:

T (°K)	$-\Delta G = RT \ln K$ (cal).
1466.7	0
1250	-2237.5
1000	-4790.0
750	-7357.5
500	-9915.0

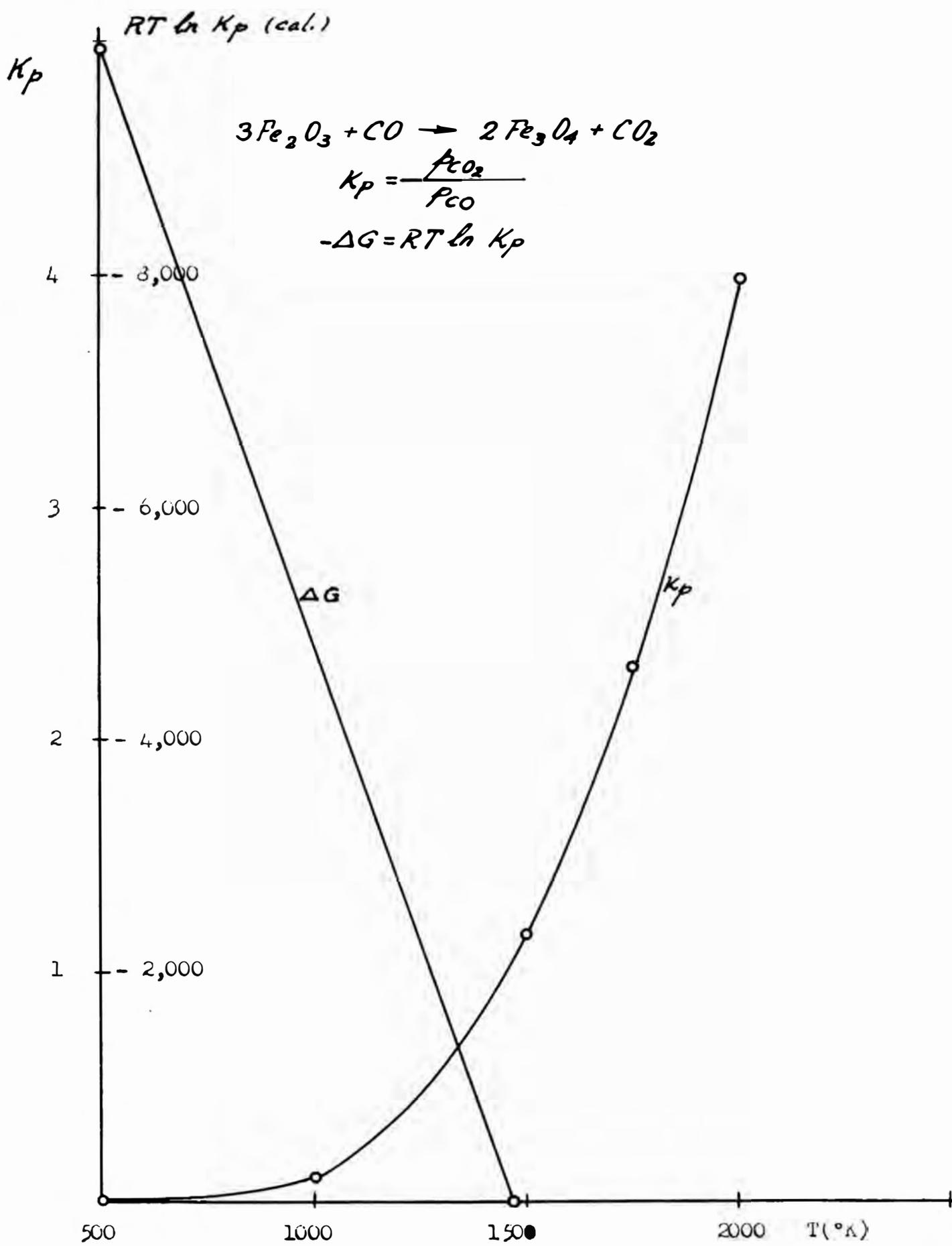


Fig 18.- REDUCCION DE LA HEMATITA POR EL MONOXIDO DE CARBONO

Ver gráfico adjunto. Fig. 18.

CONCLUSION:

La temperatura de inversión de la reacción se situa a 1466.7°K (1193.7°C).

C A P I T U L O IV

CAPITULO IV

PREPARACION DE LA MEZCLA A AGLOMERAR

A.- CONSTITUCION DE LA MEZCLA

Se ha insistido varias veces sobre la necesidad de alimentar a la banda de aglomeración una mezcla lo más homogénea posible, donde cada uno de los componentes debe ser/rigurosamente controlado.

Por esta razón se efectúa la mezcla en varias etapas, como mínimo dos, llamadas mezcla primaria y mezcla secundaria.

Los materiales que intervienen en la formación de la mezcla son:

- Los minerales finos (0 - 10 mm.) provenientes de Briey, Andernny, Saint Remy, Chazé-Henry, (franceses), Kiruna (sueco).

- Las materias ferrosas recuperadas: principal

mente de las acerías.

- los polvos de los gases, los que deben distinguirse de otros compuestos ferrosos por el hecho de su tenor en carbono.

- el combustible: generalmente polvos de coque. Se puede tener en cuenta el empleo de otros combustibles tales como los finos de antracita.

el agua.

las adiciones eventuales de materias calcáreas.

El dosaje correcto del agua y del combustible dentro de la mezcla a aglomerar, son de vital importancia.

1º Mezcla primaria:

a.- Primera manera de efectuarla: los diferentes minerales finos, así como los residuos ferrosos provenientes de las acerías son almacenados en tolvas llamadas "soles doseuses". Dichas tolvas (soles doseuses) alimentan una faja única en cantidades definidas y el conjunto es transportado hasta el mezclador, llamado mezclador primario sin adición de agua.

En general la adición de los polvos de los A.H., no se hace en esta etapa debido a su contenido en carbono.

b.- Segunda manera de efectuar la mezcla: los minerales finos y los residuos ferrosos son almacenados en Beddings: En dicho almacenaje se ha tomado la precaución de controlar los pesos de los diferentes compuestos que forman el "bedding".

En la usina Thy-Marcinelle, el "bedding" de finos recibe, así mismo, los polvos de los A.H.

2º Mezcla secundaria:

A partir de la mezcla primaria, se realiza una nueva mezcla que puede contener o no, todos los constituyentes necesarios a la aglomeración.

Gracias a las "soles doseuses", agregamos a la mezcla primaria:

- los finos de retorno, que provienen del tamisaje del aglomerado (inferior a 8 mm.)

- el polvo de coque (granulometría inferior a 3 mm.)

los polvos de los A.H.

la cal o calcáreos, si son requeridos.

Cada "sole doseuse" alimenta una cantidad de terminada sobre una faja y el conjunto es transportado hasta un mezclador secundario, donde tiene lugar la adición de agua.

3º Mezcla terciaria:

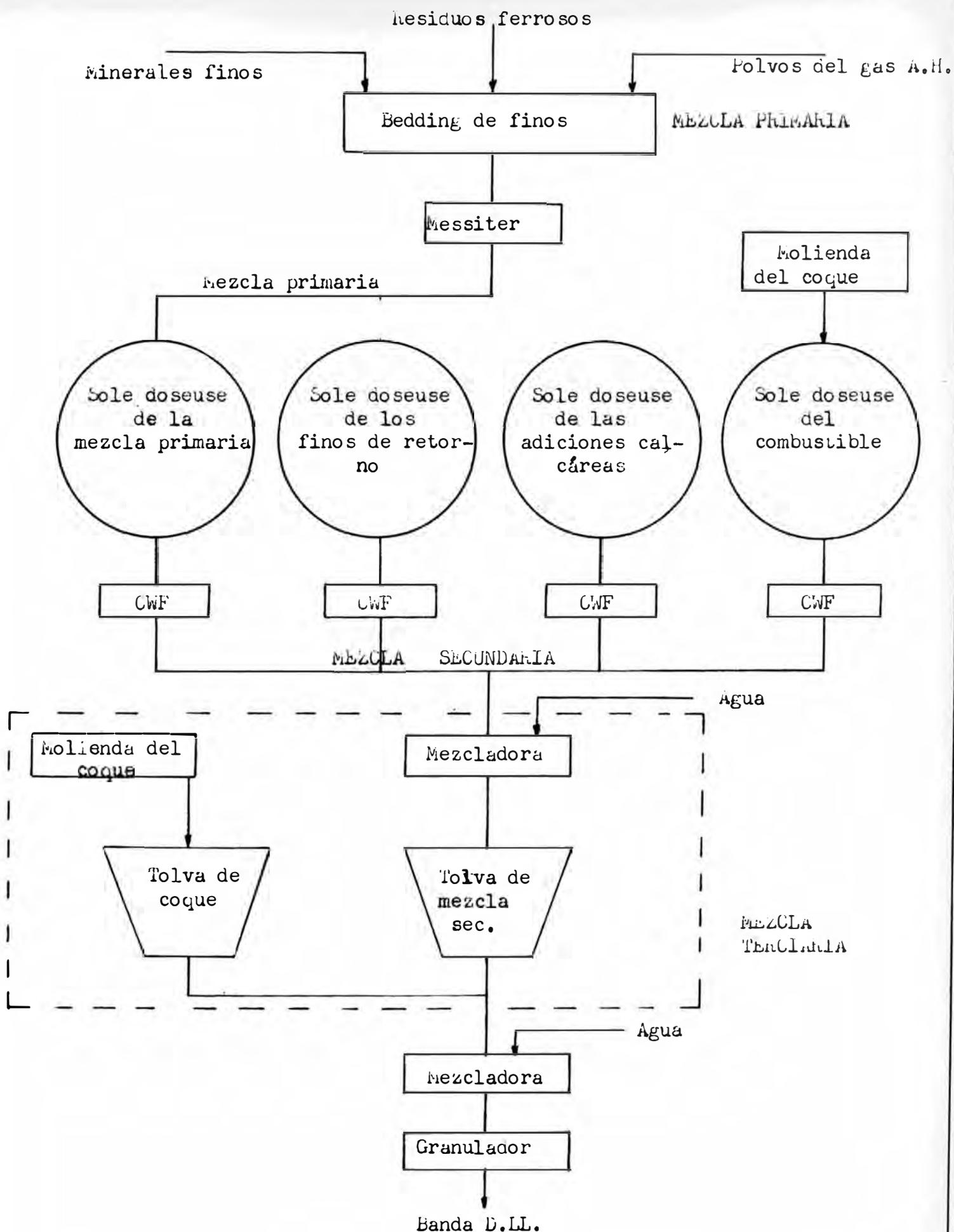


Fig 19.- MEZCLA REALIZADA EN THY - MARCINELLE

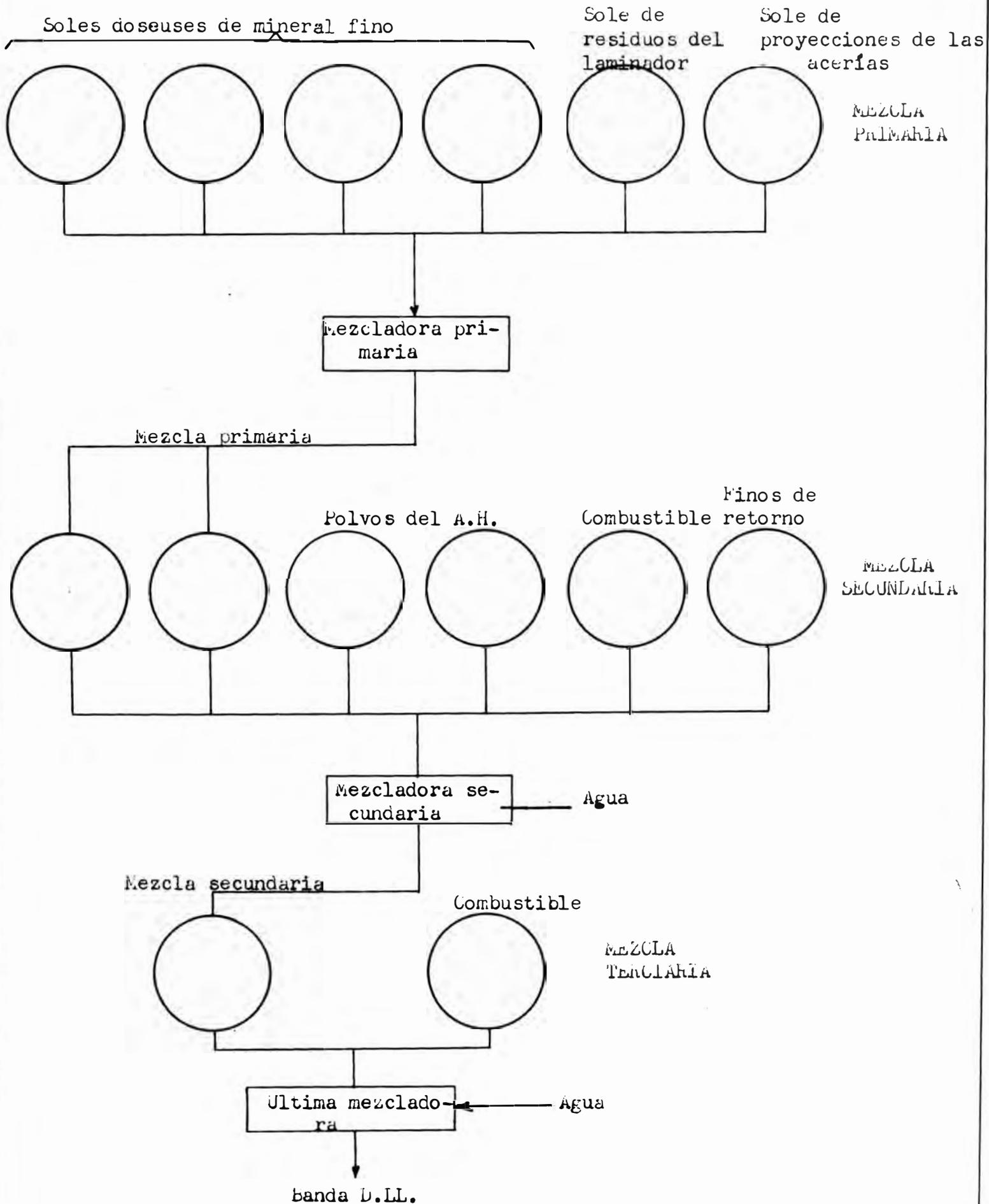


Fig 20.- MEZCLA REALIZADA EN LA PROVIDENCIA

Si se desea evitar la dependencia de ^{la} banda de aglomeración de las diferentes "soles doseuses" de ~~la~~ mezcla secundaria, existe la posibilidad de instalar una tolva la cual contendrá la mezcla secundaria. En este caso la mezcla será deficitaria en coque y agua.

La adición final de que coque necesita una "sole doseuse" suplementaria, juxtapuesta a la de la mezcla secundaria. La mezcla secundaria y el coque necesario pasan a un mezclador terciario donde se ajustará el contenido en agua.

Todos estos últimos dispositivos dan una gran flexibilidad a la instalación. En efecto si por cualquier motivo el operador está en la obligación de variar la cantidad de coque, el obtendrá los resultados deseados inmediatamente, evitando de esta manera un gran tonelaje de aglomerado de mala calidad.

El tiempo necesario para regular la marcha se llama "tiempo de respuesta del coque".

En una instalación sin mezcla terciaria, es necesario esperar 10 minutos para regular la marcha; mientras que con mezcla terciaria dicho tiempo desciende hasta los 3 minutos.

Desde el momento que se instala una tolva para la mezcla secundaria antes de la banda de aglomera -

ción, es absolutamente necesario preveer una adición de coque después de dicha tolva, si no el "tiempo de respuesta" del combustible se acrecentará debido a los largos recorridos que debe realizar la mezcla secundaria y el vaciado total de la tolva.

En los esquemas adjuntos (fig 19 y Fig. 20) se puede comparar los mezclas realizadas en Thy-Marcinelle y la Providence.

B.- EQUIPO UTILIZADO EN LA PREPARACION DE LA MEZCLA.

1º Messiter (reclaiming machine) para la extracción de los finos:

a.- Manipuleo de los beddings:

Anteriormente se ha descrito la formación de los beddings de finos (0 - 10 mm.), gracias al empleo de un carro repartidor.

Cuando la formación de un "bedding" ha terminado, el Messiter puede comenzar la evacuación de los finos, por extracción transversal. Operación que asegura la expedición de una mezcla homogénea hacia las "soles de seuses".

Mientras el Messiter realiza la extracción de los finos de un bedding, el segundo "bedding" está en formación. Es necesario mantener el equilibrio entre el



Fig 21.- Vista frontal del "Messiter", mostrando la oruga de evacuación i el enrejado. (Chaleroi-Bélgica).

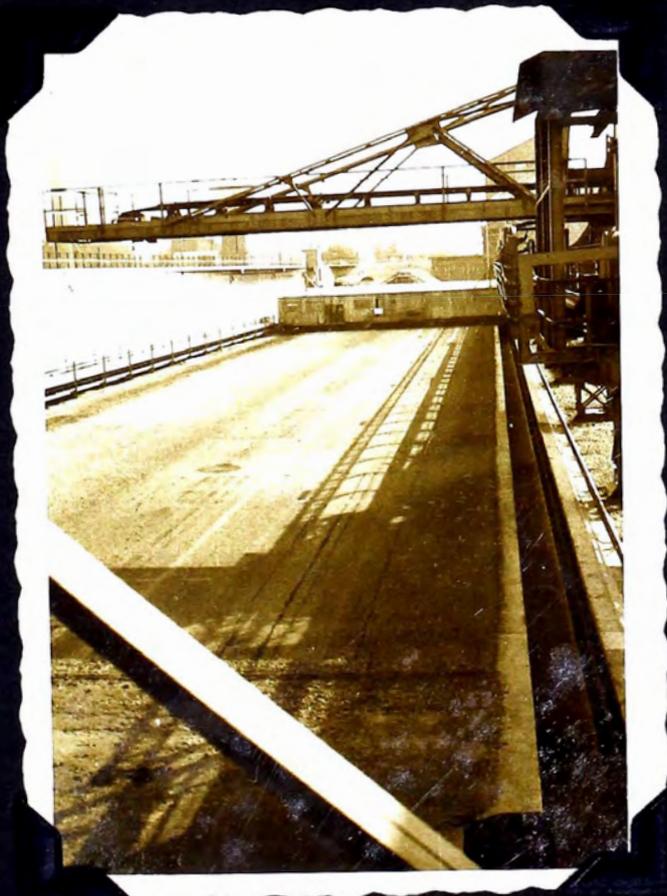


Fig 22.- vista posterior del "messiter". La evacuación del mineral es perfecta (Chaleroi-bélgica).

"bedding" que se evacua y el "bedding" que se forma.

b.- Funcionamiento del Messiter:

Dicho aparato está equipado con un motor que le permite la marcha hacia adelante y hacia atrás, en alta o baja velocidad.

La explotación del bedding se efectúa en marcha hacia adelante y a baja velocidad, la cual es regulable.

En su parte delantera tiene una oruga que le permite la evacuación lateral de la mezcla, hacia la faja transportadora.

Con la finalidad de efectuar una evacuación regular, según la sección transversal del "bedding", un enrejado con una inclinación de 40° , se apoya sobre el "bedding". Dicho enrejado está provisto de un movimiento alternativo. El descenso de la mezcla se realiza de una manera regular gracias a dicho dispositivo. Fig. 21 .

La inclinación del enrejado es regulable gracias a un motor independiente. En efecto la inclinación del enrejado debe modificarse de acuerdo a la humedad del "bedding". El ángulo de reposo de un material es función de su humedad.

Cuando el Messiter consume el "bedding, debe regresar en marcha atrás para atacar el "bedding" adyacente. Para lo cual es necesario reelevar la oruga de e

vacuación transversal, antes de poner en marcha el aparato. Fig. 22.

En resumen el Messiter comprende:

- Un motor de traslación: con baja velocidad reglable para la extracción de la mezcla y con alta velocidad para la marcha atrás.

- Un motor para mover la oruga de evacuación transversal, y proveer de movimiento alternativo al enrejado.

-Un motor para variar el ángulo de inclinación del enrejado.

- Un motor para mover una bomba de aceite, que alimenta los gatos hidráulicos que elevan la oruga transversal de evacuación.

- Un motor para el funcionamiento de una bomba de engrasado. Debido al ambiente en que trabaja esta máquina, el engrasado debe ser esmerado.

2º Las "soles doseuses".

a.- Funcionamiento de la "soles doseuses":

La "sole doseuse" (Fig 23), está compuesta de una tolva y de una mesa circular giratoria a velocidad variable.

Su movimiento es efectuado por un motor a corriente continua.

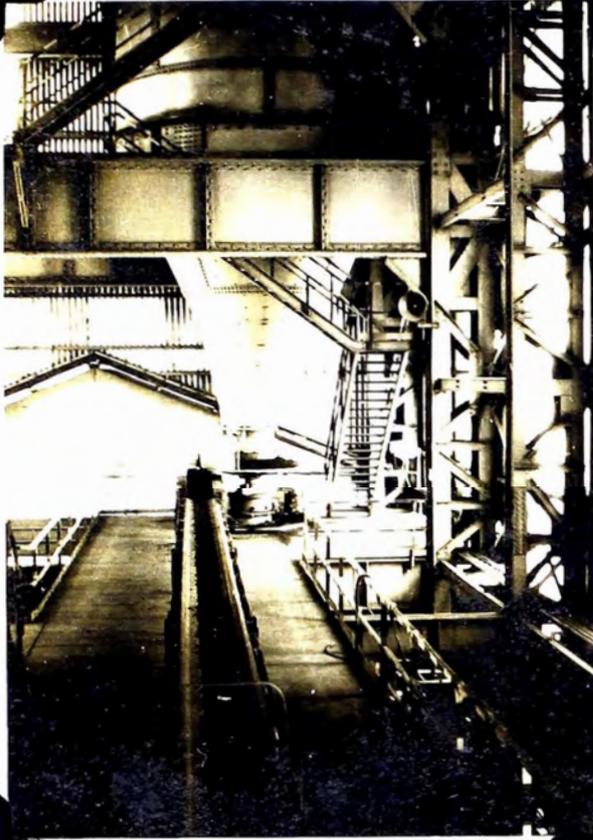


Fig 23.- "La sole doseuse"
(Chaleroi-Bélgica)

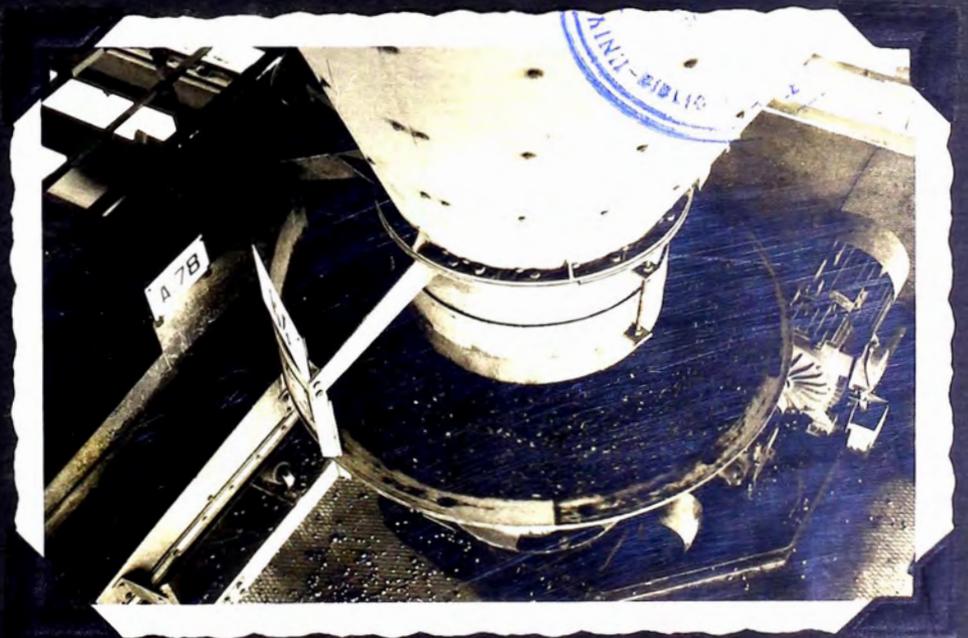


Fig 24.- La mesa giratoria de la "sole doseuse"
(Chaleroi-Bélgica).

La mezcla se apoya sobre la mesa giratoria y forma, gracias a la abertura dejada por un corsé móvil, su talud natural. Fig. 24.

Una uña dispuesta en un corsé exterior fijo permite la extracción de la mezcla cuando la mesa gira. La posición de dicha uña es regulable.

El flujo de materias puede ser regulado de tres maneras:

- Altura del corsé móvil: cuanto más alejado se encuentra dicho corsé de la mesa, las materias avanzarán hacia el perímetro de la mesa giratoria buscando su talud natural. Fig. 25.

- Hundimiento de la uña: cuanto más hundida esté la uña en el material, la extracción será mayor.

- La rotación de la mesa: la velocidad de rotación nos permite aumentar o disminuir la extracción de materias, según que aumentemos o disminuyamos la velocidad.

¿Cómo fijar el flujo de materiales de una "sole doseuse"?

Por experiencia, según las características del material y el volumen de material a extraer se fija la altura del corsé móvil. Luego se regula el hundimiento de la uña de tal manera que obtengamos el flujo de mate-

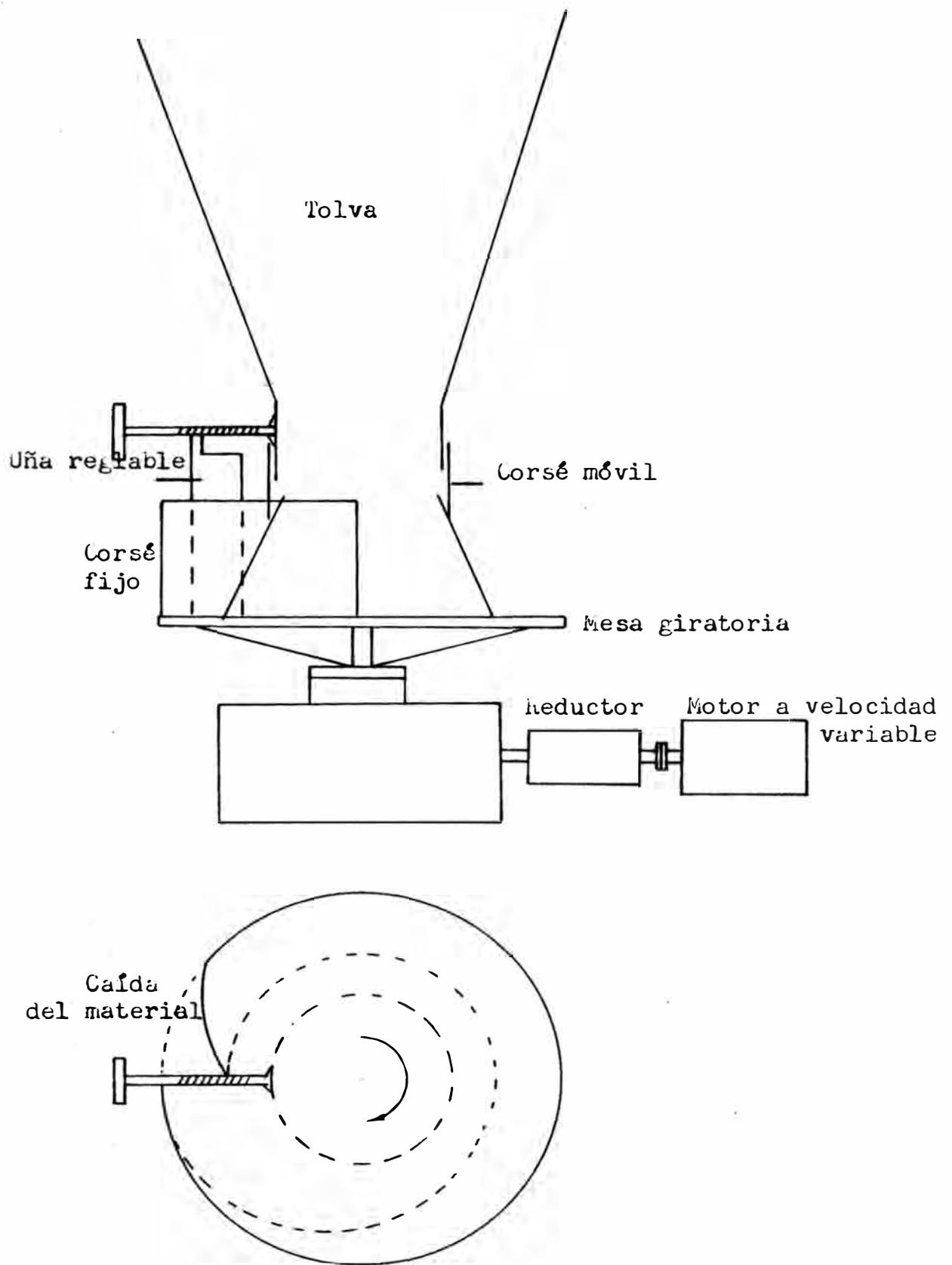


Fig 25.- ESQUEMA DE UNA SOLE DOSEUSE

rias deseado a una velocidad media de la mesa.

En este caso se puede aumentar o disminuir el flujo de materias actuando únicamente sobre la velocidad de rotación de la mesa, operación rápida y sencilla.

Dentro de un conjunto de "soles doseuses" que alimentan una misma faja, se puede efectuar dos tipos de instalaciones:

- Comando central individual, lo que permite variar la velocidad de giro de cada una de las mesas independientemente. En el caso del coque, esta instalación es recomendable, con la finalidad de reglar la cantidad estrictamente necesaria.

- Comando central del conjunto de "soles doseuses", un aumento del tonelaje se realizará en una sola maniobra, aumentando la velocidad de giro del conjunto.

b.- Flujo constante de las "soles doseuses":

Variación del flujo de las "soles doseuses" cuando se ha conseguido reglar el flujo de las diferentes "soles" de manera tal que se le pueda considerar el mejor, existe siempre el interés, por la marcha regular de la aglomeración, a que dichos flujos no varien.

Por otra parte existen ciertos factores que obligan a variar el flujo de alimentación. Las variacio

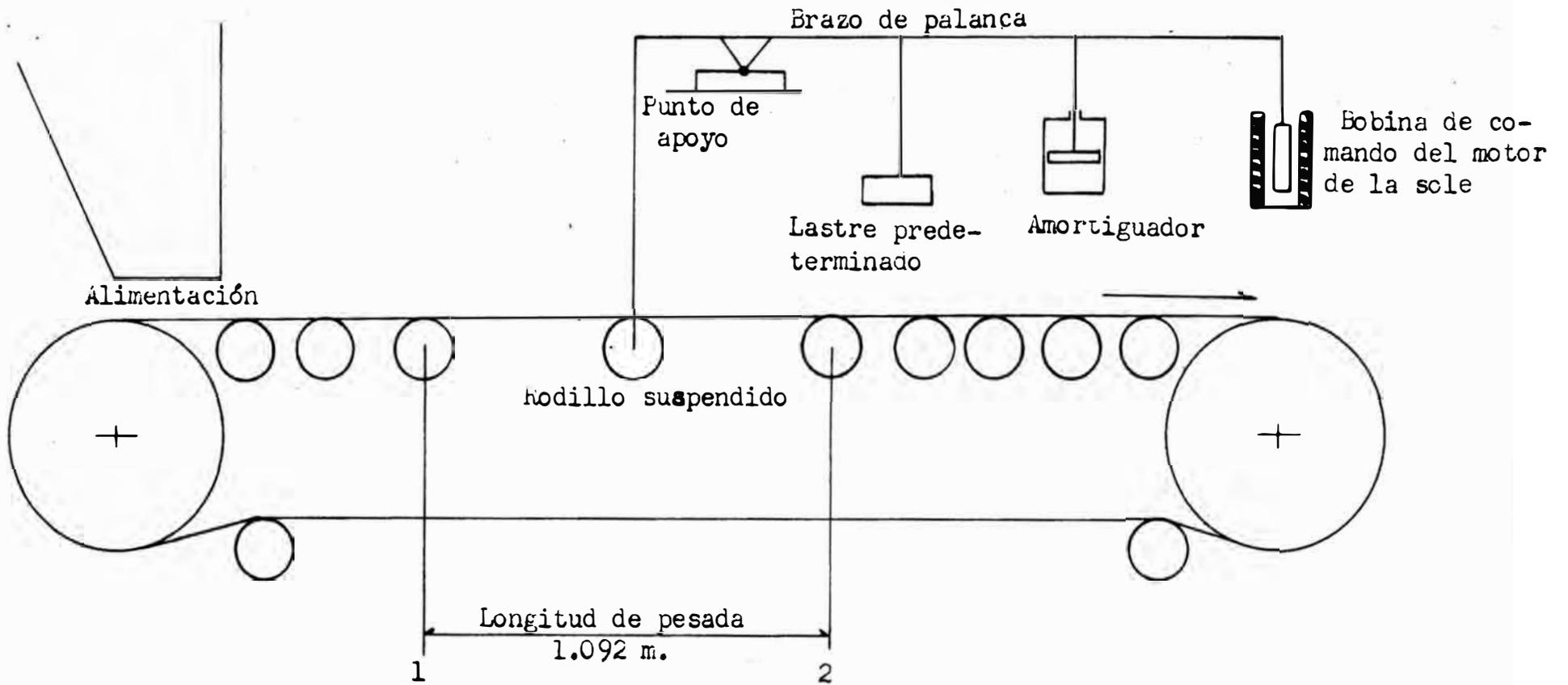


Fig 26.- ESQUEMA DE UNA BALANZA A PESO CONSTANTE (C.W.F.)

nes más importantes se deben sobre todo a las características físicas de la mezcla, como la humedad y el nivel de la mezcla en la tolva.

Un flujo constante de la mezcla se obtendrá con un control severo. Esto ha sido solucionado en las instalaciones modernas, las cuales están dotadas hoy en día de controles automáticos, los errores detectados son corregidos por el alimentador a peso constante (Constant weight feeder: C.W.F). Fig. 26.

- Alimentador a peso constante: el principio de este aparato reside en la pesada de la mezcla alimentada por la "sole doseuse". Si dicho peso tiene tendencia a disminuir, el aparato acelera automáticamente la rotación de la "sole doseuse" o vice-versa.

La cantidad de mezcla pesada es la que se encuentra en un momento dado a lo largo de la faja transportadora, entre los rodillos fijos 1 y 2. En efecto este peso reposa sobre el rodillo suspendido 3, conectado a un brazo de palanca. Este último es mantenido en equilibrio gracias a un peso constante, que debe ser determinado previamente por ensayos. La posición de equilibrio corresponde a una posición media del núcleo dentro de una bobina magnética. Si el peso de la mezcla varía, la posición del núcleo varía, lo que provoca una perturba -

ción del campo magnético dentro de la bobina. El flujo normal es entonces restablecido por la acción de esta bobina que regula la corriente del motor que comanda la "sole doseuse".

Con la finalidad de evitar las oscilaciones permanentes del brazo de palanca, este, está provisto de un amortiguador, el cual restablece rápidamente el equilibrio.

Si el operador desea cambiar el flujo de la mezcla, por ejemplo efectuar un aumento, él debe variar la velocidad de la faja transportadora. Al aumentar la velocidad de la faja transportadora, el peso de mezcla entre los rodillos 1 y 2 disminuye, lo que induce en un aumento de la velocidad de rotación de la "sole doseuse".

El empleo correcto de este dispositivo recomienda ubicar la longitud de pesada, lo más cerca posible de la "sole doseuse". De esta manera se reduce al mínimo el tiempo de restablecimiento del flujo correcto.

3º El mezclador:

La función del mezclador es el de efectuar una mezcla homogénea a partir de los diferentes productos alimentados. Esta operación es acompañada con aspersión de agua. Desde el punto de vista teórico, existe el interés de pulverizar el agua lo más cerca posible de la

entrada, con el objeto de aprovechar toda la longitud del aparato. En la práctica existen dos grandes categorías de mezcladores.

a.- Mezclador a paletas fijas:

El aparato es un cilindro de 4m a 5m. de longitud y con un diámetro de 1.50m. a 2m. Está provisto de una serie de paletas fijas en el interior del cilindro y dispuestas en helicoidal. La rotación del cilindro provoca la elevación de los productos alimentados, gracias a las paletas. Cuando dichos productos alcanzan cierta altura caen en cascada, operación que produce la mezcla. El avance de los productos es asegurado por la disposición en helicoides de las paletas.

La ventaja de este aparato es su simplicidad. Su inconveniente es la formación de una capa de material que permanece adherido a la pared interior del cilindro.

b.- Mezclador con árboles o árboles con paletas:

Los aparatos de capacidad mediana no tienen si no un árbol, mientras que los grandes pueden tener dos.

Este mezclador está constituido de un cilindro con interior liso, dentro del cual se evita la adherencia de los materiales gracias a un diente reglable. Así mismo en el interior del cilindro, se encuentra uno

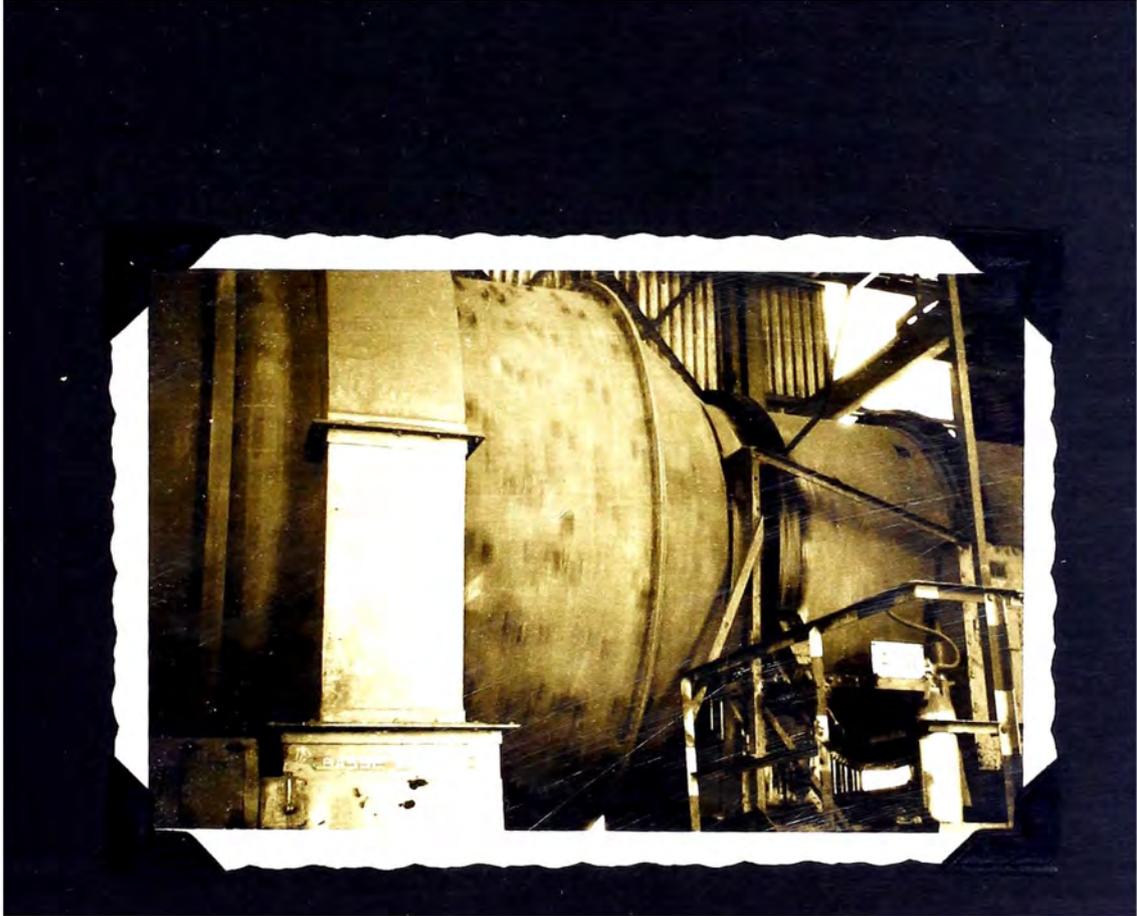


Fig 27.- Conexión entre el mezclador i el granulador (Chaleroi-Bélgica).

o dos árboles con paletas, excéntricas con respecto al eje del cilindro. La rotación de este último y el árbol o los árboles se efectúa en sentido inverso. Las velocidades de rotación son también diferentes.

Si la velocidad de rotación del cilindro es alta los materiales serán elevados por la fuerza centrífuga para luego ser deflectados por el árbol con paletas, lo que ocasiona la mezcla correcta de los productos alimentados.

Cuando mayor sea la velocidad de rotación del árbol, los materiales avanzan más rápidamente. La variación de esta velocidad permite tener el flujo deseado.

La ventaja de este aparato es que evita las posibles formaciones de costras dentro del cilindro.

Su desventaja es su complicación. Necesita de dos motores y dos reductores de velocidad, uno de los cuales debe poseer además, velocidades de trabajo variables

4° Granulador o peletizador:

Este aparato ha sido impropriamente llamado "pelletizer".

Su denominación resulta de la analogía que tiene con el aparato productor de "pelets" a partir de polvos finos . Fig. 27.

Su presencia dentro de las instalaciones clási

cas no es universal. Su presencia en las instalaciones es aún discutida ya que no efectúa ninguna mezcla. Su finalidad es la formación de pequeños granos de mezcla, lo que acarrea una mejora de la permeabilidad de la mezcla alimentada a la banda D.LL.

El aparato es provisto de un dispositivo que permite la variación de su inclinación con la finalidad de buscar su mayor rendimiento. En efecto dicha inclinación condiciona el tiempo de permanencia de la mezcla dentro del aparato.

Es posible también emplear este reactor para efectuar la última adición de agua, pero la dicha adición debe hacerse cuidadosamente y en forma de lluvia finísima, ya que se corre el riesgo de destruir los pequeños granos formados, o en curso de formarse.

C.- PREPARACION DE POLVO DE COQUE UTILIZADO EN LA MEZCLA

Los procesos de aglomeración por aspiración necesitan un combustible sólido (eventualmente líquido) . Hoy en día en todas las usinas siderúrgicas, se recupera la fracción de coque que no tiene valor para los A.H.

La calidad de un aglomerado depende en gran parte de la perfección de la mezcla, es decir una repartición homogénea del coque.

La práctica actual ha establecido, que la granulometría del polvo de coque debe estar comprendida entre la gama 0 - 3 mm. Sin embargo, se recomienda asimismo, no tener un porcentaje elevado de los más finos, ya que su efecto es nocivo a la permeabilidad de la mezcla, ocasionando una disminución de la cantidad de aire que atraviesa la mezcla, por consiguiente disminución de la producción de aglomerados.

La molienda de residuos de coque, presenta una serie de problemas de orden técnico y económico debido a la abrasividad del producto a tratar y a su tenor siempre elevado en agua.

Los residuos de coque, en efecto, debido a su estructura porosa, son capaces de retener el agua en cantidades importantes, agua que proviene de la extinción o de la humedad del medio ambiente. Los residuos a moler alcanzan en promedio 15% de agua.

El empleo de los molinos clásicos para carbón produce en ellos un consumo rápido de sus elementos, por otro lado, los aparatos apropiados para materias abrasivas, tal como el molino de bolas, necesitan de un secado previo, siempre oneroso.

Dos tipos de molinos pueden ser utilizados :

- Molino de rodillos
- Molino de varillas

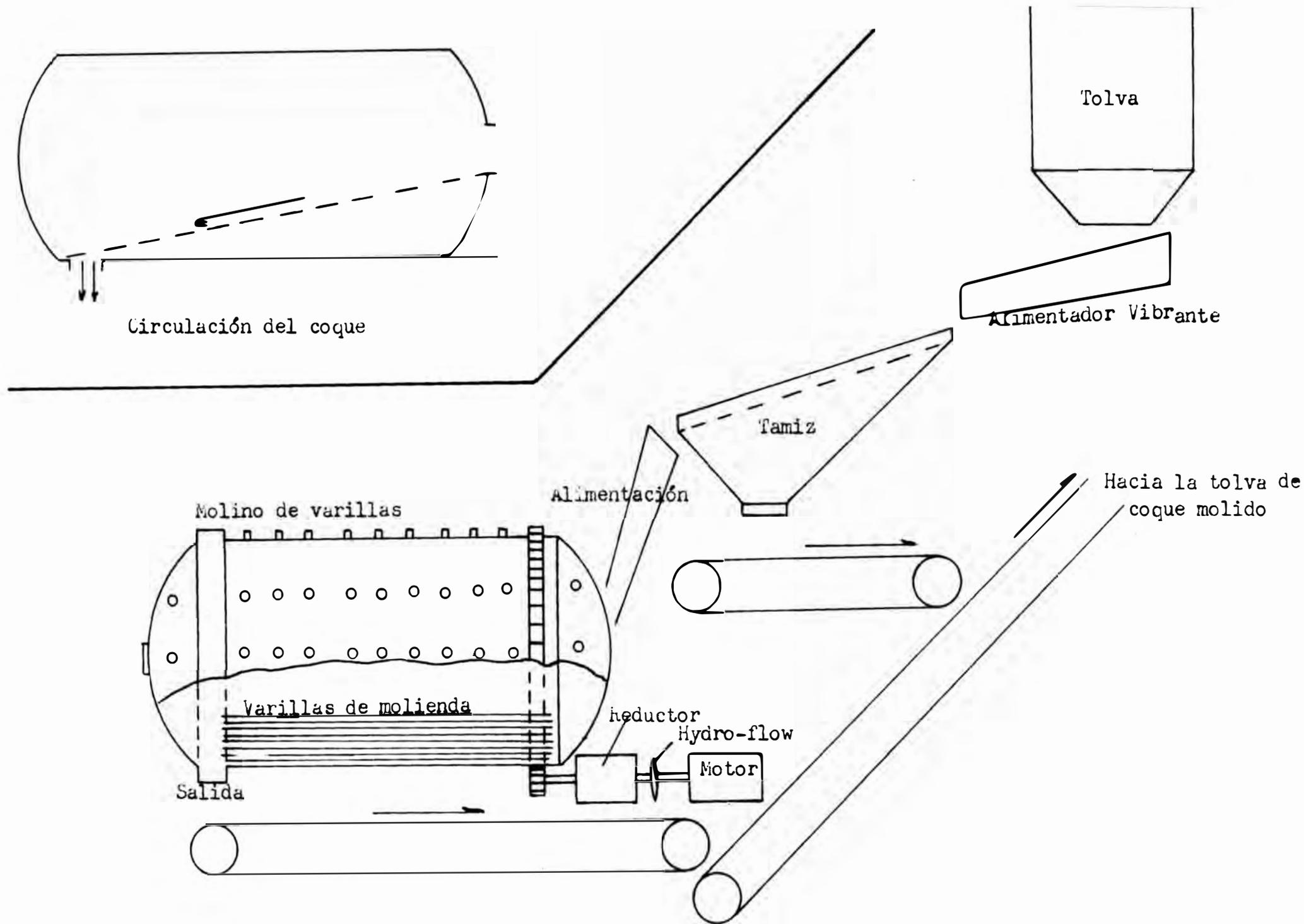


Fig 28.- ESQUEMA DE LA MOLIENDA DEL COQUE

1º Molino de rodillos:

Este molino está constituido por dos cilindros lisos, que giran en sentido inverso, la distancia entre ellos es reglable, según la malla que se desea obtener.

En general son precedidos de un tamiz a doble malla. La malla superior elimina los trozos demasiado gruesos para ser introducidos en el molino. La malla inferior, generalmente con calefacción, elimina la fracción cuya malla es la que se desea obtener.

Las desventajas de este modo de molienda son:

a.- La imposibilidad de pasar los residuos de coque gruesos: estos trozos no pueden ser atrapados y el molino puede atorarse si es que el producto alimentado contiene un porcentaje importante de gruesos.

b.- El consumo de los cilindros: generalmente irregular, no permite una molienda regular.

La ventaja de este molino reside en que se evita la sobremolienda, es decir no produce demasiados finos.

2º Molino de varillas:

Es utilizado para la molienda de residuos de coque, en la mayoría de las plantas que preparan dicho polvo para incorporarlo a la mezcla a aglomerar. Fig. 28.

Aparato constituido por un cilindro a eje horizontal, y de la longitud igual o superior al doble de

su diámetro.

El interior del cilindro está revestido con placas de blindaje en acero duro fijadas con pernos; forman una pared ondulada.

El diámetro de las varillas varía entre 40mm, y 80 mm. y de longitud ligeramente inferior a la longitud interior del cilindro, y ocupan aproximadamente la mitad del volumen. El coque se alimenta de manera continua por el centro de una de las extremidades. Debido a la rotación del cilindro las varillas son arrastradas por la pared para luego caer y rodar unas sobre otras. Estas permanecen sensiblemente paralelas y actúan como un gran número de molinos de rodillos en paralelo.

El coque molido por impacto y fricción entre las barras avanza, debido al movimiento del molino, hacia la salida que se encuentra ubicada en la periferia de la base opuesta a la entrada.

Un examen del trabajo que efectúa este molino muestra una particularidad importante. Al lado de la salida de los productos molidos, la separación de las varillas corresponden al diámetro medio de las partículas molidas, hecho que explica la ausencia de sobremolienda, cuando se emplean estos molinos.

Las varillas forman entre ellas un ángulo bien agudo, lo que determina por consiguiente el diáme-

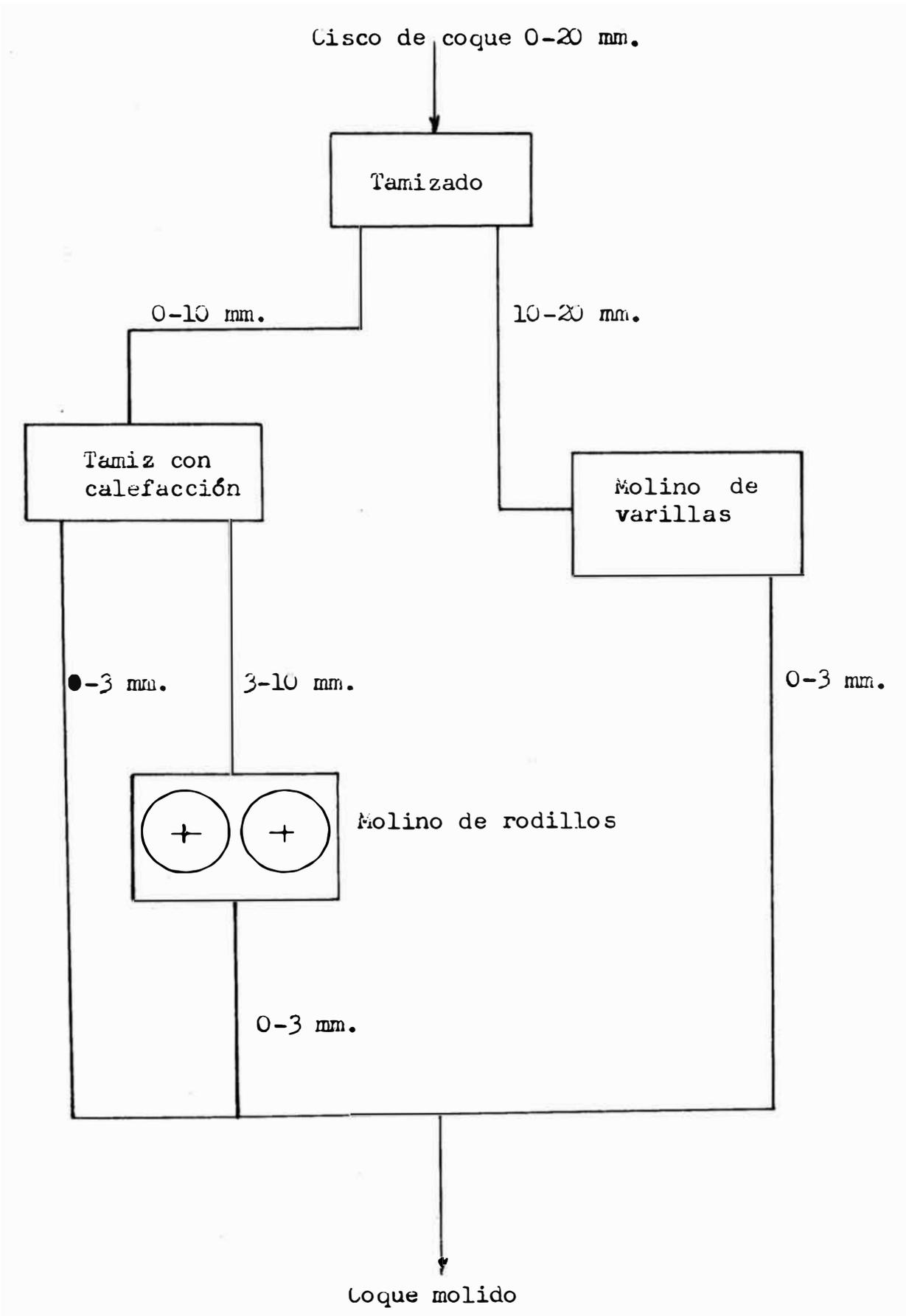


Fig 29.- MOLIENDA IDEAL DEL COQUE

tro máximo de los granos en cada frente de molienda. Los granos que llegan a un frente de molienda dado con un diámetro superior, soportarán el peso de las varillas las cuales descansarán sobre ellos y por consecuencia dichos granos serán molidos. Los granos con diámetro inferior al diámetro medio serán protegidos, evitando de esta manera la sobremolienda.

~~En la~~ ~~esta~~ ~~esta~~ ~~esta~~ ~~esta~~.

El producto de estos molinos es bastante regular; contiene pocos polvos finos, así como productos gruesos. Sin embargo siempre existe el peligro de la sobremolienda si es que la alimentación es fina y su flujo débil.

Con ciertas limitaciones, la sobremolienda puede ser evitada, escogiendo una velocidad de rotación apropiada para el molino.

De todas maneras, el molino es siempre precedido de tamices con calefacción, con la finalidad de evitar que la fracción que cumple con las especificaciones de la mezcla a aglomerar, sufra la sobremolienda.

3º Molienda ideal del coque (Fig. 29):

Según lo que precede podemos llegar a las conclusiones siguientes:

- Molino de rodillos: no existe el peligro de

la sobremolienda, pero es incapaz de moler trozos.

- Molino de varilla; posee una buena capacidad de molienda, pero existe el peligro de efectuar una sobremolienda.

Si los residuos de coque están dentro de la gama 0 - 20 mm. se puede efectuar las siguientes operaciones:

Primera operación: separación de la gama 0-10 mm.

- Segunda operación: división de la gama 0-10 mm. en 0 - 3 mm. y 3 - 10 mm.

- Molienda: la fracción 3 - 10 mm. será molida en molinos de rodillos.

la fracción 10 - 20 mm. será molida en molinos de varillas.

D.- REALIZACION DE LA MEZCLA EN THY MARCINELLE

1º Circuito de la mezcla primaria:

La mezcla primaria suministrada por el "Messiter" del "bedding" de finos, es alimentada a una faja transportadora P 54 o P 55, según se trate del bedding norte o sur.

Por intermedio de las fajas transportadoras P 35A, P 35B, P 36A, la mezcla llega al by-pass By 11

y de allí, a la faja transportadora reversible P 39A, que transporta la mezcla hasta dos tolvas de mesas repartidoras (soles doseuses). Cada tolva tiene una capacidad de 130 m^3 (250 T.M.), que en total hacen 500 T.M., lo que obliga a controlar estrechamente el funcionamiento del Messiter, en vista de que se tiene 4 horas de avance sobre la banda de aglomeración cuando ésta trabaja a plena carga.

2º Aprovechamiento del polvo de coque:

Después de la preparación del polvo de coque (0 - 3 mm.) éste es transportado por la faja transportadora F 21A hasta la tolva de coque que tiene una capacidad de 130 m^3 (90 T. M.), lo que permite tener 10 horas de avance sobre la banda de aglomeración.

3º Formación de la mezcla secundaria:

Las tolvas de finos de retorno, mezcla primaria, cal y de coque alimentan respectivamente las fajas transportadoras A 55, A 44, A 45, A 31, A 24A, provistas cada una de un alimentador a peso constante (C.W.F.) y ellas alimentan la faja A 65A, que se continúa en las fajas A 66A, A 67A, A 68A. Después de esta última faja transportadora la mezcla pasa por el mezclador A 70 y luego por el peletizador A 72.

La adición de agua dentro de estos reactores se hace pulverizándola. El gasto debe ser constante, lo que

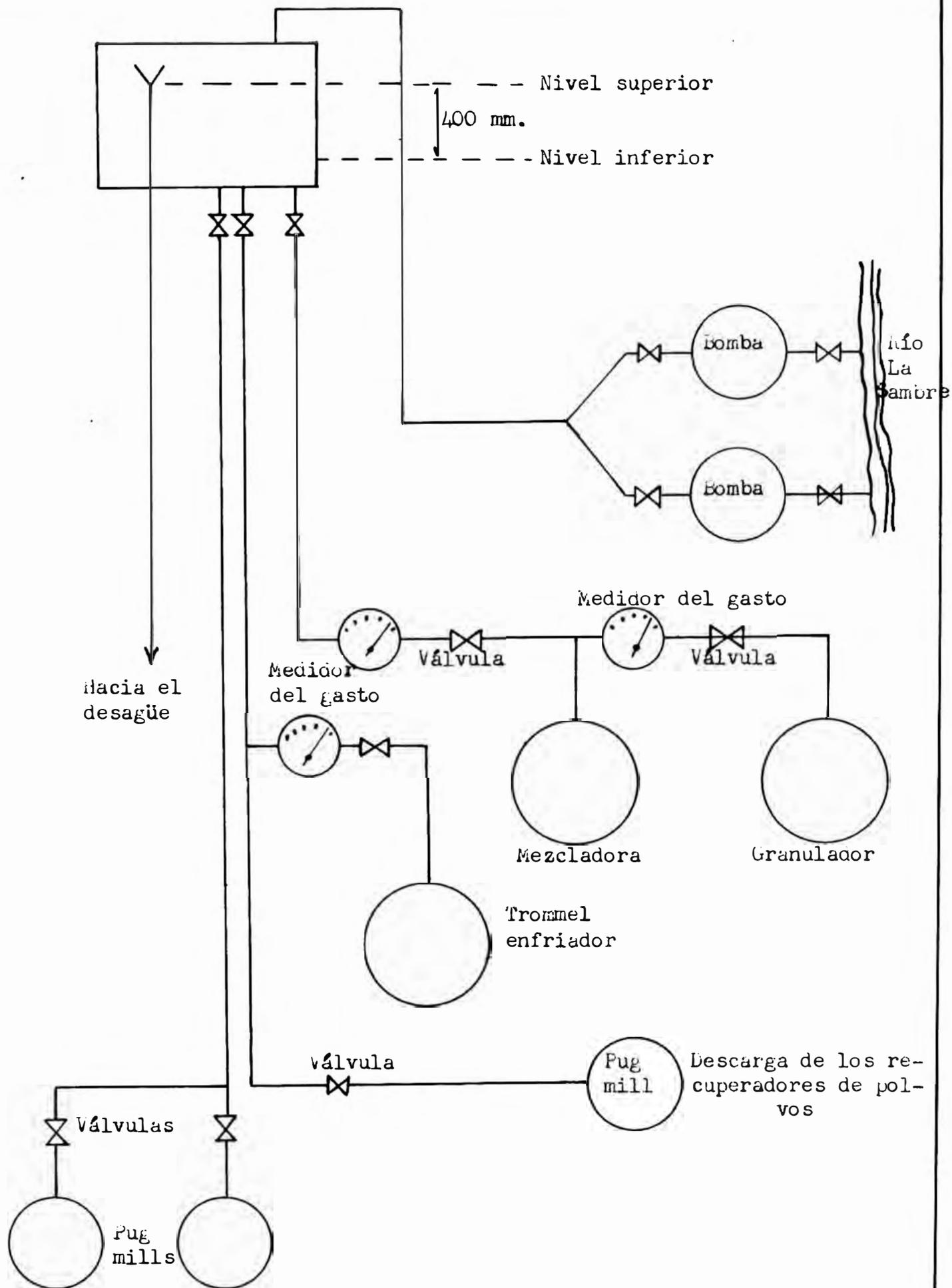


Fig 30.- ESQUEMA DE LA REPARTICION DEL AGUA

se consigue manteniendo el nivel de agua constante dentro del reservorio (Fig. 30). El peletizador alimenta la faja transportadora A 73 cuya velocidad es reglable a fin de evitar posibles atoros en la descarga del peletizador. Finalmente la mezcla llega al alimentador vibrante Schenk, situado en la cabeza de la banda D.LL.

C A P I T U L O V

CAPITULO V

AGLOMERACION DE LA MEZCLA

El pasaje de mezcla por el peletizador, marca el fin de las operaciones preliminares a la sinterización.

A partir de este momento, la mezcla es sometida a la acción de una serie de aparatos que vamos a describir:

- Alimentación de la capa de protección de la rejilla.
- Alimentación de la mezcla a la banda D.LL.
- Encendido de la mezcla.
- Circuito de aspiración.
- Descarga del aglomerado y su dislocación.
- Tamizado del aglomerado caliente, y el trommel enfriador.
- Enfriamiento del aglomerado.

Tamizado del aglomerado frío.

A.- CAPA DE PROTECCION DE LA REJILLA

El objetivo principal de esta capa (hearth la_{yer}) es de proteger al máximo las barras de la rejilla contra los efectos nocivos de las altas temperaturas. De esta manera se logra aumentar la vida de servicio de la rejilla.

El uso de rejillas formadas por barras de acero a alto cromo hace que la protección de la rejilla sea menos celosa.

Existen así mismo instalaciones que trabajan sin la capa de protección de la rejilla. Por ejemplo en Stewarts & Lloyds, donde la composición química de las barras es: 27.92 Cr, 0.16 Ni, 0.51 C, 1.5 Si, 0.76 Mn, 0.021 S, 0.038 P.

Desde que el espaciamiento entre las barras de la rejilla puede ser aumentado cuando se emplea la capa de protección, su empleo se populariza ya que permite efectuar un fuerte ahorro, en el consumo de barras, que por estar hechas de aceros especiales son costosas.

El empleo de la capa de protección de la rejilla, nos presta así mismo los siguientes servicios:

- Mejora de la distribución del flujo de los

gases a través de la mezcla, y

- Reduce la cantidad de polvos absorbidos a través de la rejilla.

1º Composición de la capa de protección de la rejilla:

Algunas veces es constituida por mineral, pero el empleo del aglomerado no convenientes al A.H y de granulometría conveniente es más común.

a.- Mineral:

Mineral de categoría calcárea y con una granulometría de 10 - 25 mm. a 10 - 30 mm. es el más conveniente. La malla superior está supeditada a la cantidad de mineral que va utilizarse.

La categoría calcárea es preferible, debido al calor absorbido por la calcinación y la deshidratación. De esta manera la rejilla es mejor protegida. No obstante que esta calcinación es favorable al A.H, la capa de protección en mineral se emplea poco .

b.- Aglomerado:

Es el escogido del circuito de retorno de los aglomerados no convenientes al A.H.

La efectividad de esta clase de protección es menor que la producida por el mineral, pero después de haber observado la marcha de varias bandas de aglomeración se ha llegado a la conclusión que la protección efectuada por el aglomerado es suficiente.

El aglomerado usado en la protección de la rejilla puede provenir:

- del tamisaje en frío, o
- de un retamizaje del conjunto de retornos.

Esta segunda solución es preferible, ella nos permite de evitar una cantidad importante de aglomerados finos que pueden pasar a través de la rejilla.

En el primer caso, bien que el tamisaje en caliente haya eliminado teóricamente la fracción 0 - 10mm. existe sin embargo un porcentaje elevado de finos debido a la dislocación que sufre el aglomerado durante el enfriamiento .

A favor de la capa de protección en aglomerado, es necesario hacer notar que una parte de ella se aglomera con la capa inferior de la mezcla debido al calor residual existente.

2º Alimentación de la capa de protección de la rejilla.

Dicha alimentación debe ser uniforme sobre todo el ancho de la banda de aglomeración, el espesor de dicha capa varía entre 15 y 20 mm.

B.- ALIMENTACION DE LA MEZCLA A LA BANDA DE AGLOMERACION

Después de colocada la capa de protección de la rejilla, se procede a la alimentación de la mezcla.

Por razones de economía de combustible o de mejoramiento de la resistencia de la zona superior de la mezcla, esta alimentación puede efectuarse en dos capas, pero su utilidad en escala industrial es discutible.

Cualquiera que sea el dispositivo escogido, la alimentación debe efectuarse bajo dos condiciones:

- regularidad de la altura de la mezcla en todo el ancho de banda.

evitar la compresión de la carga, y su diseño debe evitar todo atoro u obstrucción de la mezcla.

1º La placa niveladora (cut-off plate):

A la salida del alimentador, la carga cae sobre una placa inclinada en sentido contrario a la marcha de la banda, llamada placa niveladora cuyo ancho es ligeramente inferior al de la banda. Su altura con relación a la rejilla y su inclinación son regulables.

a.- Altura de la placa:

Ella regula la altura de la mezcla en la banda y nivela la misma. La cadencia de alimentación se efectúa de tal manera que el nivel de la mezcla sea ligeramente superior que el borde inferior de la placa, afín de evitar una compresión de la carga, por acción de la niveladora.

b.- Inclinación de la placa:

Al caer la mezcla sobre la placa niveladora, se

desliza hacia la parte posterior formando un talud cuyo ángulo puede ser acentuado variando la inclinación de la placa. De esta manera se efectúa una segregación vertical de la mezcla. Las partículas finas que son más ricas en coque permanecen en la parte superior. Como con secuencia tendremos un encendido más fácil y una mejor repartición del calor durante el proceso de aglomeración

En efecto las capas superiores tienen necesidad de una cantidad mayor de combustible, debido a que ellas no se benefician de los gases calientes como es el caso de las capas inferiores.

2º Dispositivo de alimentación.

El alimentador vibrante (tipo Schenk), es el que mejor adapta la carga en la banda.

La altura de caída, es en efecto, pequeña lo que evita no solamente la autocompresión de la carga sino la probable ruptura de los granos de la mezcla fabricados en el granulador.

La máquina es provista de excéntricas con pesos, cuya rotación da origen a un movimiento vibratorio, la carga avanza regularmente hasta el extremo de salida para caer sobre la placa niveladora. La alimentación toma la forma de una cortina uniforme sobre todo el ancho de la banda.

C.- ENCENDIDO DE LA MEZCLA

Cuando la carga pasa sobre la primera caja de aspiración, su superficie es sometida a alta temperatura lo que permite iniciar la combustión del combustible de la mezcla.

1º Realización del encendido:

El reactor puede adoptar diversas formas según las instalaciones:

- Una bóveda provista de ladrillos refractarios dentro de la cual se encuentran los quemadores ligeramente inclinados en sentido inverso al de avance de la mezcla.

- O con los quemadores ligeramente inclinados en el sentido de avance de la mezcla.

En los dos casos, con la finalidad de aprovechar al máximo del calor producido por la llama, se suspenden ladrillos refractarios sobre una longitud de un metro, antes y después de los quemadores. El conjunto presenta la forma de un horno.

El combustible empleado varía igualmente según las instalaciones y los quemadores son diseñados de acuerdo a las características del combustible empleado.

Aunque existe la preferencia de usar gas de los hornos de coque, algunas usinas emplean también gas

de los A.H. y otras efectúan mezclas de los gases en proporciones variables, se recomienda no descender de 2,000 calorías por metro cúbico.

Un ventilador envía el aire a los quemadores dicho aire puede provenir directamente de la atmósfera o de la zona de mayor temperatura del enfriador del aglomerado. Se recupera de esta manera calorías que estaban perdidas como calor sensible del aglomerado. El aire de combustión alcanza normalmente una temperatura de 150° C - 200° C.

Generalmente la superficie de la mezcla es estráda por medio de rastrillos colocados después de la placa niveladora, con esta operación se obtiene, una superficie mayor para el encendido.

2° Rol del encendido:

Si el rol de los quemadores fuera solamente el de encender el coque de la superficie, debería crear solamente una débil temperatura (450° C). Pero la obtención de un buen aglomerado en la superficie exige temperaturas bastante elevadas (1,200 ° C- 1300° C).

En efecto la capa superior, como ha sido señalado anteriormente, es un caso particular: ella no se beneficia del calor de los gases provenientes de las capas superiores, en consecuencia esta parte del cake, está condenada a ser de una calidad inferior (frágil).

Es conveniente, por eso, de efectuar un encendido a altas temperaturas (eventualmente se puede cambiar con sistemas que den tenores superiores en coque en las capas superiores, o efectuar una segregación conveniente)

Si la temperatura es demasiada elevada, la capa superior puede escorificarse y como consecuencia la depresión del aspirador tiene tendencia a aumentar, lo que es acompañado con una disminución de la producción.

D.- EL CIRCUITO DE ASPIRACION

Cuando el coque de la superficie de la mezcla se ha encendido, la evolución del frente de llama hacia la rejilla de los carros, depende de las características del circuito de aspiración. El colector principal es provisto en su parte inferior de tolvas donde se acumulan las partículas más gruesas y los granos que pasan a través de la rejilla, este sistema no está conectado directamente al aspirador. Entre ambos, un sistema colector de polvos de alto rendimiento es necesario.

1º El contacto carros-cajas de aspiración:

Entre los carros los cuales ruedan sobre rieles-guías y las cajas de aspiración que son fijas, un contacto sin fugas debe ser previsto, con la finalidad de e

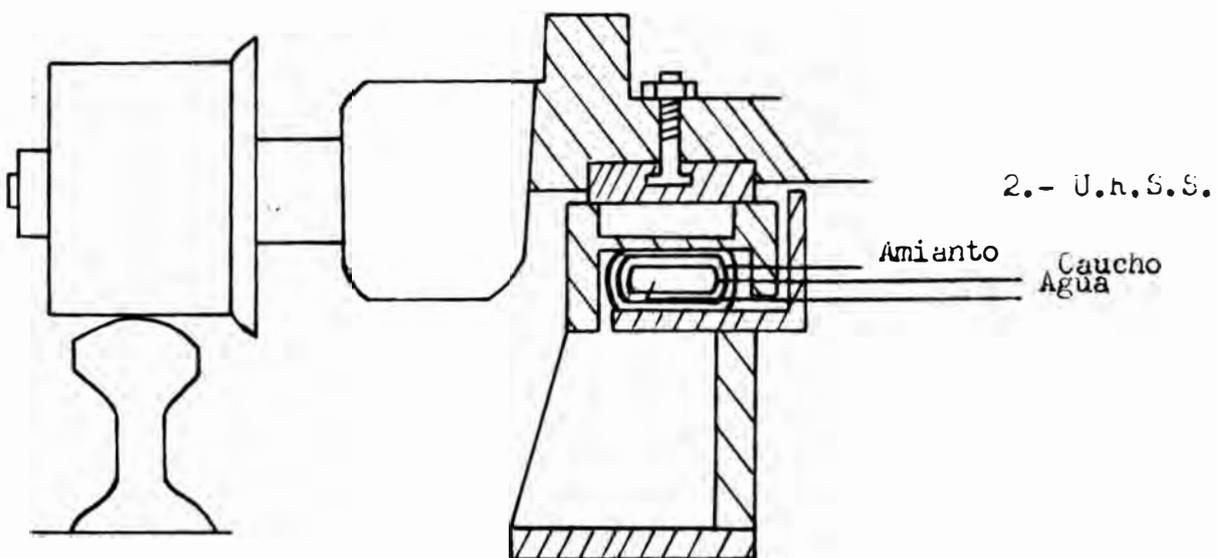
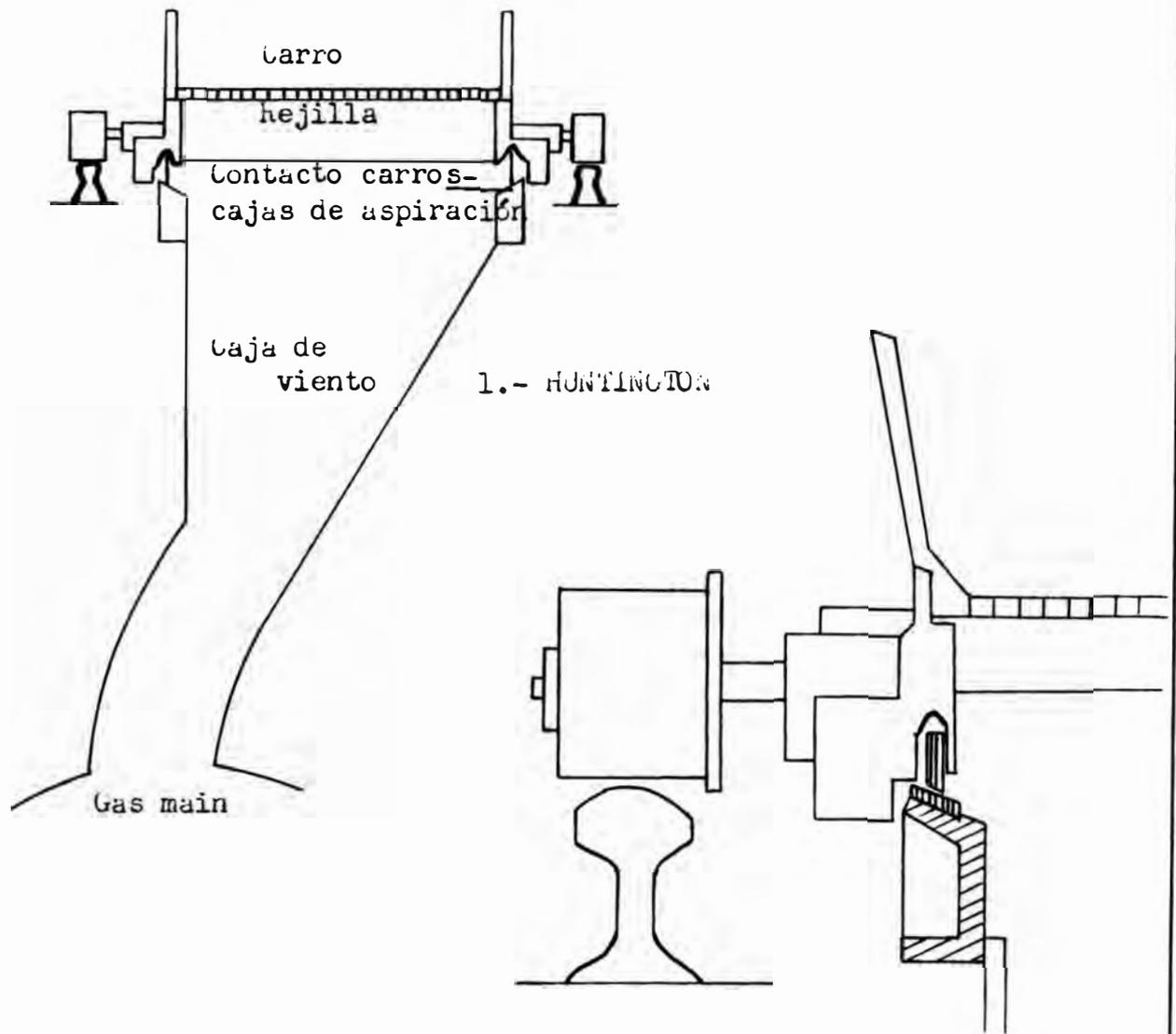


Fig 31.- CONTACTO CARROS - CAJAS DE ASPIRACION

evitar la entrada de aire por dicho contacto. Las entradas de aire consumen inutilmente energía y pueden comprometer la producción si ellas son importantes.

Diferentes sistemas han sido imaginados por los constructores. En la construcción Huntington, cada uno de los carros esta provisto en su parte inferior y a ambos lados, de unas placas las cuales por su propio peso descansan sobre la parte superior de las cajas de aspiración. Además la depresión ayuda a que dicho contacto sea más perfecto. El sistema es simple pero presenta el inconveniente de que las placas queden colgadas y no caigan sobre las cajas de aspiración.

En la construcción Lurgi, la unión es realizada por un sistema de canalizaciones bajo presión de grasa .

Otra solución, tal como la rusa, emplea como sistema de unión un tubo de caucho bajo presión de agua. El caucho es protegido con una cobertura de amianto. Parece que con este sistema se puede trabajar con altas depresiones sin tener grandes fugas de aire. (Fig. 31).

2º Sistema de recuperación de los polvos:

Una serie de tolvas ubicadas en la parte inferior del "gas main" recuperan las partículas más gruesas. Dichas tolvas en su parte inferior poseen un dispositivo que las mantiene cerradas bajo el efecto de la depresión,

pero una vez que el peso de las materias acumuladas en una tolva es importante vence el efecto de la depresión y las tolvas se descargan automáticamente, alimentando el producto a una faja transportadora.

Sin embargo esta primera recuperación de materias de los gases no es suficiente. Aún restan las partículas más finas, las cuales deben ser recuperadas de todas formas a fin de evitar un envenamiento de la atmósfera, y la temprana abrasión del ventilador.

Diferentes soluciones, ya consagradas en otras industrias pueden utilizarse, entre estas podemos nombrar dos:

a.- Eliminación de polvos por ciclones:

En las instalaciones más antiguas, la eliminación de polvos se efectúa por un ciclón simple, con rendimientos limitados. Este aparato es constituido de un cilindro y en su parte inferior de una tolva; los gases llegan tangencialmente a la parte cilíndrica y son guiados hacia las paredes para luego resbalar hacia la tolva de donde se les recupera.

Recientemente, esta solución ha sido perfeccionada. El ciclón único es reemplazado por un "multi-vortex". El principio es el mismo, pero consiste de un gran número de pequeños ciclones en paralelo.

La instalación de un aspirador auxiliar en el

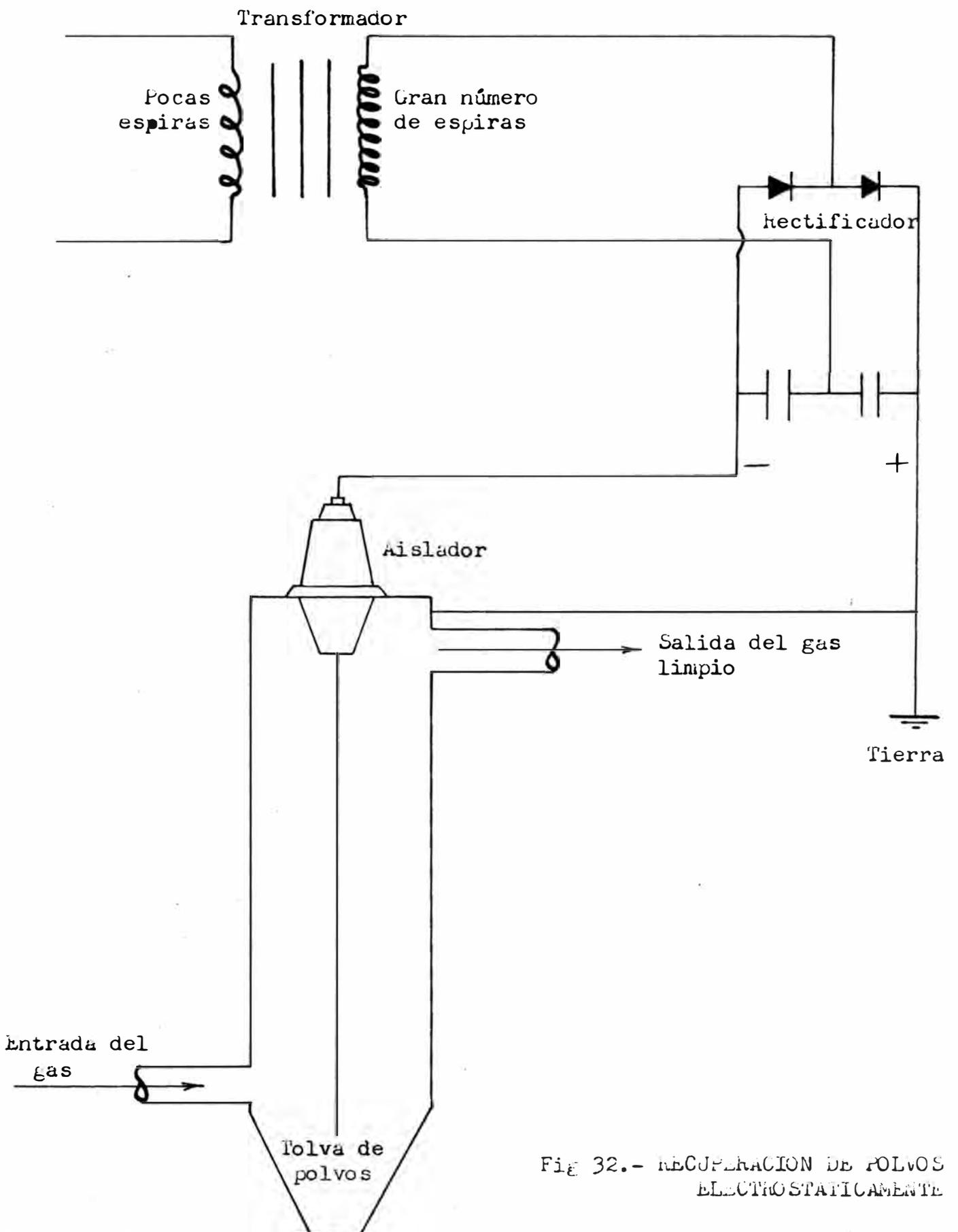


Fig 32.- RECUPERACION DE POLVOS ELECTROSTATICAMENTE

caso de empleo de ciclones es necesario.

b.- Eliminación de polvos electrostáticamente

El sistema Cottrell de eliminación de polvos de los gases del A.H. es bastante empleado, y en general este sistema es empleado cuando se quiere tener altos rendimientos. Fig. 32.

El principio de base es cargar eléctricamente las partículas, las cuales en razón de su polaridad eléctrica son atraídas por el polo de polaridad contraria donde después de descargarse resbalan hacia una tolva. Las partículas son cargadas eléctricamente por medio de electrodos (alambres) de pequeña sección a los cuales una tensión elevada se aplica. Estos electrodos eventualmente están provistos de puntas a fin de efectuar la polarización de las partículas más fácilmente.

Los electrodos de recepción adoptan la forma de tubos o placas. Los polvos que se mantienen adheridos a dichos electrodos se eliminan por vibración o impacto.

La alimentación de alta tensión, necesita de instalaciones de transformadores elevadores de tensión, seguidos de rectificadores, que transforman la corriente alterna en continua.

En las instalaciones de Thy-Marcinelle, esta

doble transformación se efectúa dentro de una sola instalación. La tensión de salida es de 60,000 voltios, pero de corriente débil, del orden de algunos décimos de amperio.

Una instalación de Cottrells es más cara que una de ciclones, pero presenta las dos grandes condiciones que se exige de un recuperador de polvos:

- gran rendimiento: generalmente la recuperación sobrepasa el 99% de polvos de los gases.

- débil pérdida de carga: a diferencia de los ciclones, la pérdida de presión es débil (del orden de algunos milímetros de columna de agua). El aspirador principal se encuentra de esta manera aliviado, y por consiguiente se logra un mejor aprovechamiento de su energía en la producción de aglomerados. Por otra parte el consumo de energía por el precipitador electrostático es pequeño (del orden de algunas decenas de KW-h).

A fin de evitar que los polvos se adhieran a las superficies de precipitación (electrodos), por la condensación del vapor de agua, es necesario mantener estos aparatos a una temperatura conveniente. Por este motivo en su construcción es obligatorio el empleo de aisladores térmicos, los cuales evitan la pérdida de calorías de los gases.

3º Grupo Motor-aspirador:

Es el conjunto energético más importante de toda la instalación de aglomeración. La potencia instalada varía entre 20 a 25 Kw/m². de superficie útil de la rejilla.

Por consiguiente para una banda de 100 m²., un motor de 2,000 a 2,500 C.V. es necesario. La velocidad de rotación normalmente se sitúa alrededor de 1,500 r.p.m.

a.- El motor:

En la práctica dos tipos han sido utilizados: motor a velocidad variable i motor a velocidad constante

El motor a velocidad variable es de tipo asincrónico, con resistencias variables en el rotor: la disminución de dichas resistencias acelerará automáticamente el motor. En este caso, el operador de la banda D.II. comanda la depresión por variación de la velocidad del aspirador y dispone para esta operación de una serie de botones que comandan los contactos de puesta en servicio de las resistencias del rotor.

El motor a velocidad constante es del tipo asincrónico, con posibilidad de sincronización a fin de mejorar el factor de potencia de la instalación. El operador en este caso no puede reglar la depresión por variación de la velocidad del aspirador: su medio de ac-

ción es el comando a distancia de los orificios de admisión.

b.- El aspirador:

Es el principal dispositivo que regula la capacidad de producción de la banda. En efecto, comanda la depresión en las cajas de aspiración y por consiguiente la velocidad que se puede imponer a la banda de aglomeración de tal manera que la aglomeración termine en el extremo de la banda.

Debe ser simple y robusto, ya que son diseñados para enormes gastos, 500,000 m³ por hora es un promedio.

Generalmente es diseñado con dos orificios de admisión. Las paletas son protegidas por placas antiabrasivas remachadas, el equilibrio debe ser lo más perfecto posible con la finalidad de evitar las vibraciones. Las paletas pueden ser radiales o ligeramente curvadas hacia atrás. Este último diseño es preferible ya que evita las sobrecargas en el motor, cuando la permeabilidad aumenta (luego el gasto).

Después de una parada de la banda de aglomeración, al poner en marcha el ventilador es necesaria una aspiración mínima (actuando con velocidad mínima o actuando sobre los orificios de admisión los cuales deben estar casi cerrados). El motivo de esta precaución es

que después de un periodo de parada, los gases aspirados están fríos por consiguiente más densos, lo que provoca una sobrecarga en el aspirador.

E.- DESCARGA DEL AGLOMERADO

Una vez que la carga (aglomerado), llega al extremo de la banda, cada carro es elevado en algunos centímetros, lo que origina la ruptura del cake de aglomerado en la línea de separación de dos carros.

El avance continua y luego el carro cae bruscamente sobre el precedente, ya conectado a la guía de retorno. El choque hace caer el cake, el cual se estrella sobre un piso de fracturación, inclinado y formado por rieles o "billets" equidistantes, una parte atraviesa este tamiz, la fracción gruesa resbala y es fragmentada por un fragmentador llamado "herison" (roll crusher). Este fragmentador está constituido por un eje hexagonal robusto en el cual pueden ser fijados los elementos dentados, cuyos dientes poseen una cierta curvatura. El giro de dicho dispositivo provoca la fragmentación del aglomerado.

La abrasión de los dientes es rápida, debido a la temperatura y la dureza del aglomerado.

El juego total de la banda debe ser suficiente

como para provocar la caída del cake por impacto en la cabecera del tamiz (piso de .fracturación) con la finalidad de evitar posibles atoros en el "herisson".

La descarga del aglomerado se efectúa bajo depresión, ya que la producción de polvos es elevada, los polvos de dichos gases son recuperados por ciclonage o por .precipitación electrostática antes de enviar los gases a la atmósfera.

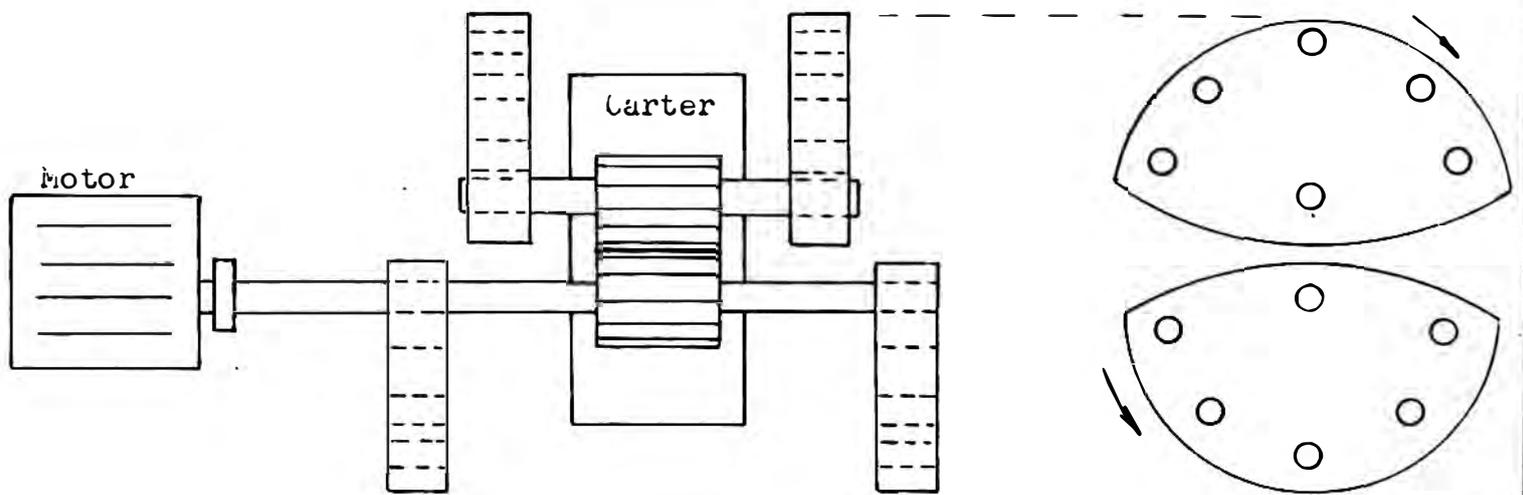
F.- TAMIZADO DEL AGLOMERADO CALIENTE Y EL TROMMEL ENFRIADOR.

El tamisaje del aglomerado caliente tiene por finalidad de aligerar la carga del enfriador y separar desde la salida de la banda la fracción fina que no puede ser admitida en los A.H. la fracción gruesa prosigue su circuito en el enfriador, mientras que la fracción fina regresa a la aglomeración bajo la denominación de finos de retorno. El aparato utilizado en el enfriamiento de los finos toma el nombre de " quench trommel".

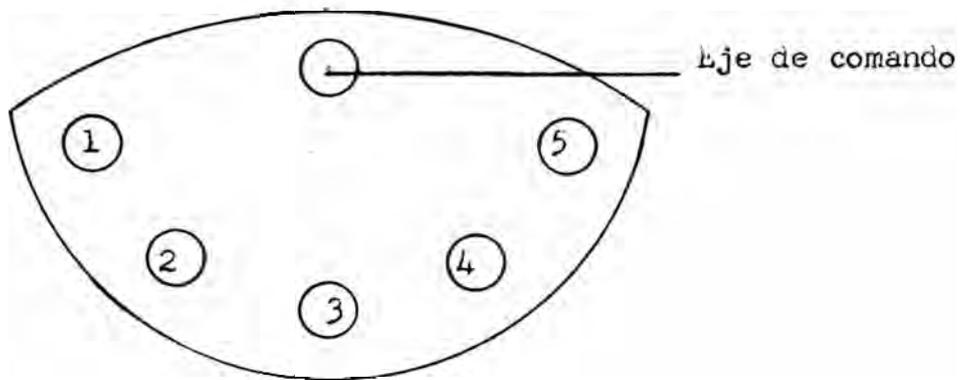
1º Tamizado del aglomerado caliente:

a.- El aparato:

Los dispositivos empleados varían según los constructores y la edad de las instalaciones. Del tamizador ordinario se ha pasado al tamiz con planchas perfou



Posición de las masas:



- 1 masa : se coloca en 3
- 2 masas : se colocan en 2 i 4
- 3 masas : se colocan en 2,3 i 4
- 4 masas : se colocan en 1,2,4 i 5
- 5 masas : se colocan en 1,2,3,4 i 5

Fig 33.- SISTEMA VIBRATORIO DEL SCHENCK

radas, mucho más robustas y con una resistencia a la abrasión mayor.

Las mallas son constituidas por una serie de planchas perforadas de fuerte espesor. La forma de los huecos es oval fuertemente achatada y con el eje mayor ligeramente oblicuo con relación al eje longitudinal del tamiz. Las oscilaciones son provocadas por dos pesos ubicados en el árbol del aparato, el peso es reglable por medio de masas que pueden agregarse. Fig. 33.

La distribución de dichos pesos permite reglar la amplitud de vibración del tamiz.

Se recomienda ubicar este aparato después de la banda de aglomeración de manera de aligerar el trabajo del enfriador. La fracción que pasa a través de este tamiz es bastante importante (30% a 40%). En las instalaciones modernas, este tamiz está bajo depresión, de manera que se evita la propagación de los polvos.

b.- Elección de la malla del tamiz:

Esta característica depende de lo que se juzgue como inutilizable en los A.H. de una parte, y de otra de la cantidad de finos de retorno que se desea obtener. Los finos de retorno, facilitan el proceso de aglomeración, si bien que pardójicamente puede ser interesante aprovechar la mayor cantidad de finos de manera a au-

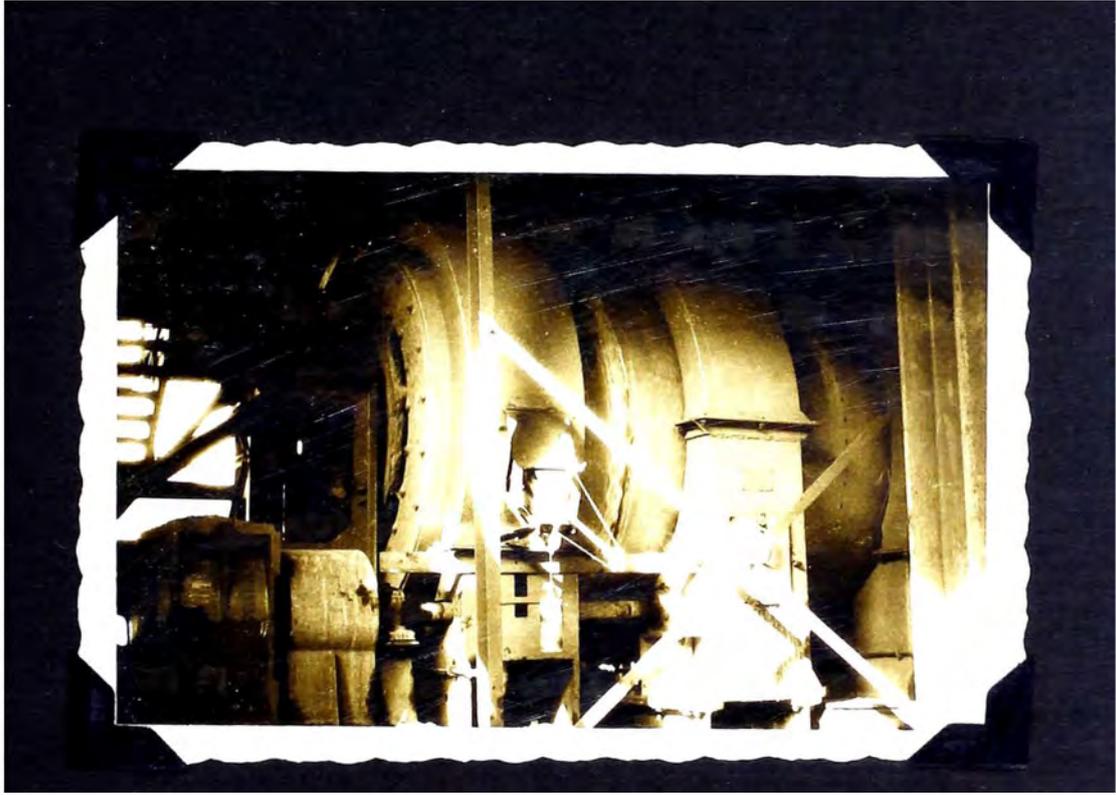


Fig 34.- El "quench trommel" (Chaleroi-Bélgica)

mentar la producción de aglomerado utilizable en los A. H.

2º El "quench trommel":

En las instalaciones antiguas, este aparato no existía, lo que dañaba rápidamente las fajas transportadoras y producía grandes cantidades de polvos.

En las instalaciones modernas, los finos de retorno calientes son tratados en un trommel. Este dispositivo es constituido por un cilindro que gira sobre rodillos. Su interior es diseñado con paletas dispuestas en tirabuzón que conducen la carga de la entrada a la salida, la carga de finos es sometida dentro del trommel a una pulverización intensa de agua. El vapor producido es eliminado gracias a la ayuda de una chimenea. Fig. 34.

La alimentación del agua es controlada por el operador, quien regulando la presión en los pulverizadores tendrá el gasto de agua deseado. La razón de este control celoso es el de evitar variaciones en la humedad de los finos de retorno. En vista de la fuerte proporción que en la mezcla a aglomerar entran dichos finos, cualquier variación en su tenor de agua puede perturbar desfavorablemente la marcha del mezclador.

Con la finalidad de evitar la erosión del trommel, este aparato está provisto de un forro.

G.- ENFRIAMIENTO DEL AGLOMERADO.

El enfriamiento del aglomerado representa una etapa muy importante dentro de la producción. Ensayos hechos gracias a la ayuda de pirómetros y calorímetros, han mostrado que a la descarga de una banda D.L.L. normalmente explotada, la temperatura promedio del aglomerado está entre 600°C - 700°C (frío en la superficie, pero a $1,200^{\circ}\text{C}$ sobre la rejilla).

Además, las fajas transportadoras así sean de caucho sintético especialmente construidas para trabajar a altas temperaturas, no pueden soportar temperaturas superiores a 200°C . Aún es prudente descender hasta 150°C

El enfriamiento del aglomerado es entonces una operación necesaria. Diversas soluciones han sido propuestas y entre las más importantes se encuentran el enfriamiento con agua y el enfriamiento con aire.

1° Enfriamiento con agua:

Sin duda alguna es la solución la más fácil y rápida. Sin embargo debe ser evitada por todos los medios.

El roseado del agua constituye un temple nocivo a la solidez del sínter. Bajo este contacto brusco el cemento de naturaleza vitrosa cede y el producto se fragmenta. Es necesario tener en cuenta, el efecto de cier-

tas rehidrataciones (por ejemplo CaO que ha permanecido libre), lo cual hace aun más notable la degradación del producto aglomerado.

Por todos estos motivos el roseado de la carga con agua debe ser evitado, además se evita la producción de grandes cantidades de vapor de agua que son siempre molestos, en lugares fríos, donde su liberación a la atmósfera es regulada.

2° Enfriamiento con aire:

Dos soluciones pueden ser propuestas; dejar enfriar al aire libre o forzar la operación empleando un ventilador.

a.- Enfriamiento al aire libre:

Los primeros diseños se efectuaron empleando un tren de vagones cargados a espesores débiles i en seguida guiados hacia los altos hornos, o el uso de una plataforma de enfriamiento del tipo de los hornos de coque.

La inversión y el espacio necesario para construir dichas instalaciones hacen que su empleo no se haya difundido.

Otra variante fue el enfriador rotativo a grandes espesores. Pero en la práctica dicho dispositivo no dió los resultados deseados, debido a sus dimensiones . El número de aparatos necesarios a una buena marcha lle-

gaba a ser prohibitivo (alrededor de 10 enfriadores a 15 m. de diámetro por banda).

b.- Enfriamiento forzado:

Se dispone de una banda, muy parecida a una banda D.LL. ligera, a la cual se alimenta el aglomerado caliente. El aire es aspirado o soplado a través de la rejilla y el aglomerado que estamos enfriando.

El problema que se presenta en este caso es complejo: es necesario extraer las calorías del aglomerado, por medio de una instalación ligera y con un consumo mínimo de energía en los ventiladores o aspiradores.

Como primera condición es necesario fragmentar correctamente el aglomerado a la salida de la banda D.LL. de manera a evitar los trozos gruesos que requieren un tiempo mayor, para su enfriamiento.

Después de esta fragmentación, el aglomerado debe ser tamizado con la finalidad de evitar una sobrecarga en el enfriador. Una fragmentación mayor de los finos de retorno no tiene ninguna importancia práctica, motivo por el cual se les enfría con agua.

La superficie de la banda de enfriamiento debe ser calculada teniendo en cuenta la cantidad de aglomerado grueso que se produce. En el cálculo debe tenerse en cuenta ~~que~~ el espesor de la capa a enfriar, ya que grandes espesores requerirán presiones o depresiones im-

portantes, por consiguiente mucha más energía en los ventiladores o aspiradores para un mismo gasto de aire frío. El mismo efecto se deja sentir cuando el tamizado del aglomerado caliente no ha sido realizado convenientemente.

La permeabilidad de la capa de aglomerado disminuye, lo que provoca un aumento de presión.

Las cifras siguientes pueden tomarse como referencia:

Para un tamizado de calidad media, un aumento del 50% de la altura del aglomerado, exige una triple potencia en el ventilador.

Para un mismo espesor de aglomerado, la potencia necesaria puede aumentar el cuádruple si el tamizado es defectuoso.

- Se admite generalmente que 3,000 m³ de aire por tonelada de aglomerado es suficiente para realizar un enfriamiento conveniente. Enfriamiento que pone en capacidad de alimentar el aglomerado a las fajas transportadoras sin peligro de dañarlas.

Podríamos haber citado el enfriamiento del aglomerado en la misma banda de producción. En este caso es necesario terminar la aglomeración, antes que el aglomerado llegue al extremo de la banda. D.LL.: la experiencia muestra que es necesario una longitud igual a la empleada para la aglomeración. Si se procediera de es

ta manera, requeriremos un aspirador de doble potencia , ya que la depresión sería la misma para toda la banda y la permeabilidad crece en la zona de enfriamiento.

Desde que el costo de un metro de banda de aglomeración es mayor que un metro de una banda de enfriamiento, la aplicación del enfriamiento del aglomerado en la misma banda de aglomeración ha sido descartado.

c.- Tipos de aparatos de enfriamiento forzado:

- Enfriador circular (Tipo Lurgi - Frodingham) la alimentación se realiza sobre carros con rejillas en su parte inferior los cuales después de realizar un recorrido circunferencial casi completo, son volteados alimentando su carga a una correa transportadora.

El aire es aspirado por tres aspiradores, el cual después de atravesar el aglomerado y las rejillas es eliminado por una chimenea, sin ningún tratamiento.

- Enfriador rectilíneo parecido a una banda de aglomeración D.LL; pero mucho más ligera. En esta construcción los ventiladores soplan a través de las rejillas y la capa de aglomerado. El aparato puede ser instalado horizontalmente o inclinado, el número de ventiladores varía entre 4 y 8 .

La ventaja de este tipo de enfriador es grande

El soplado de aire frío, con respecto a la aspiración de aire caliente significa una economía importante en la potencia instalada. Además con respecto al diseño de la planta, la disposición de los ventiladores aporta igualmente ventajas sobre la disposición de los aspiradores. El enfriador rectilíneo efectúa también un desplazamiento del aglomerado, mientras que el circular no, en el caso del enfriador circular existe una área muerta en su interior, que no puede ser utilizada para otros propósitos. Las fugas de aire pueden presentarse en el enfriador rectilíneo, lo que exige un contacto adecuado entre las cajas de viento y los carros.

En estos dos tipos de aparatos el tiempo de permanencia del aglomerado es de 15 a 20 minutos. Sin embargo dichos tiempos pueden ser variados por el operador desde la cabina de mandos, de acuerdo a lo requerido.

H.- TAMIZADO DEL AGLOMERADO FRIO

La construcción del tamiz del aglomerado caliente y la degradación posterior que sufre el aglomerado, exigen un nuevo tamizado de dicho aglomerado después de su enfriamiento, con la finalidad de alimentar el A.H. con un producto de agranulometría homogénea.

La malla se elige de acuerdo a las exigencias

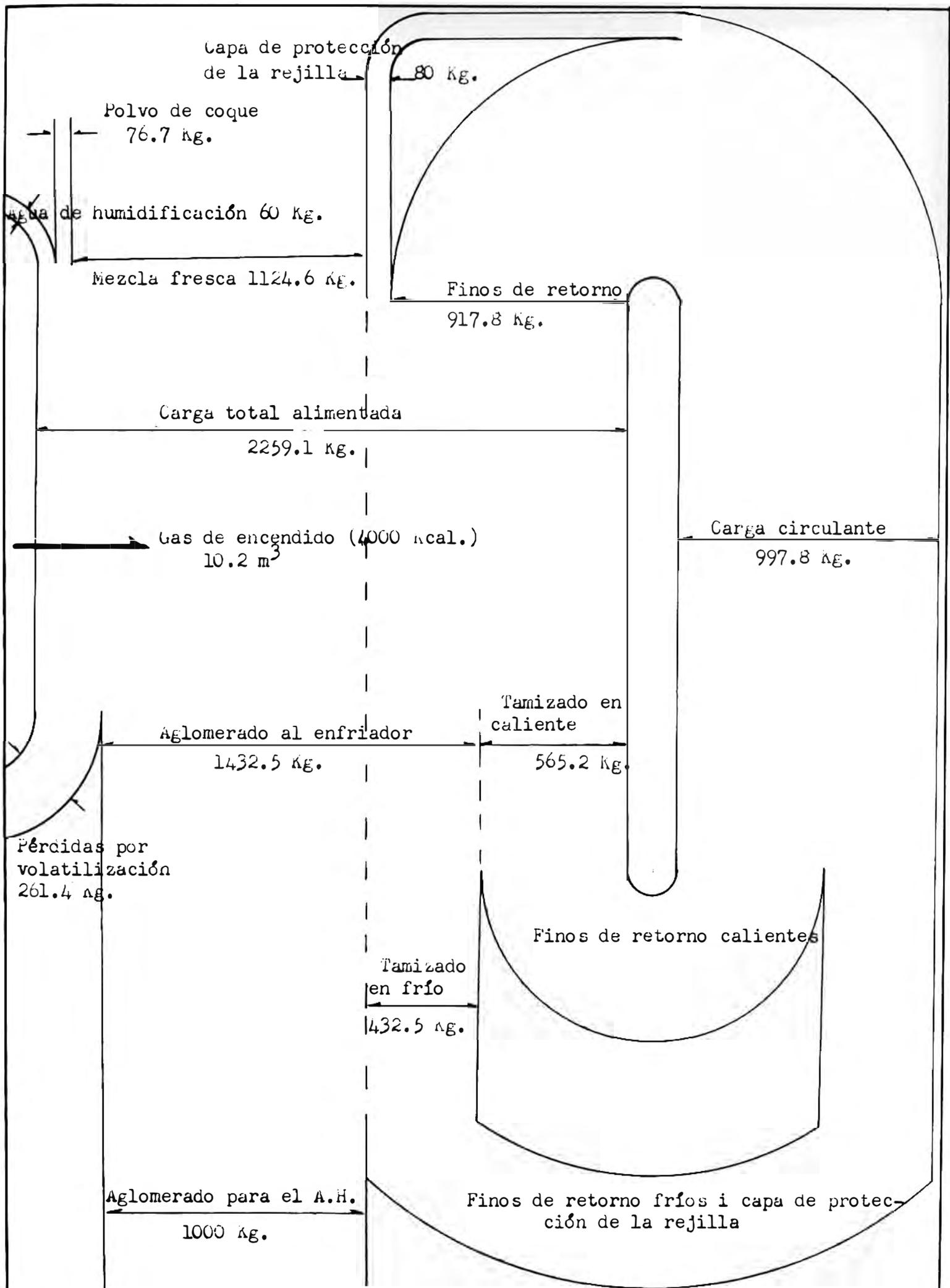


Fig 35.- BALANCE DE MATERIALES POR TONELADA DE AGLOMERADO

del A.H., y el aparato mismo puede ser de diversos tipos.

La fracción granulométrica que atravieza el tamiz, se une al circuito general de retornos o puede servir especialmente a la formación de la capa de protección de la rejilla.

La fracción gruesa va directamente hacia las tolvas de los A.H.

I.- BALANCE GENERAL DE MATERIAS

El examen realizado hasta ahora nos permite de esbozar un balance de materias. Fig. 35.

1º Entrada de materias a la banda D.LL.

a.- Material de cabezas:

- capa de mineral de protección de la rejilla (eventualmente).

- Materias finas diversas

- polvos de coque

agua

b.- Materias de retorno:

- capa de aglomerado de protección de la rejilla (eventualmente).

- finos de la banda D.LL. provenientes de:

filtración a través de la rejilla

polvos recuperados en los precipita

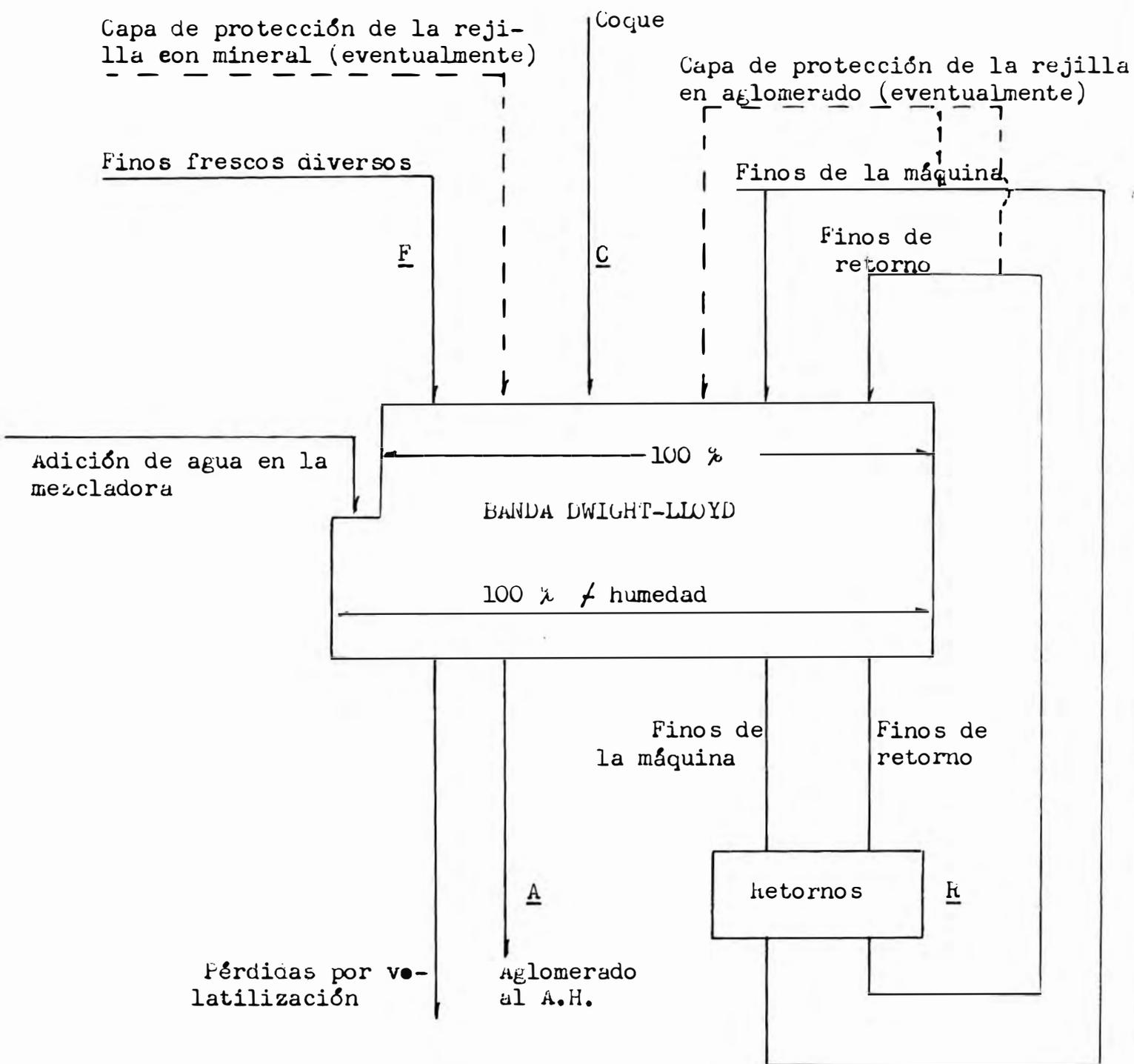


Fig 36.- MATERIAS ENTRANTES I SALIENTES DE LA BANDA D.LL.

dores.

- finos de retorno provenientes del:
 - tamizado del aglomerado caliente
 - tamizado del aglomerado frío.

2° Salida de materias de la banda D.LL.

a- Pérdidas por volatilización:

Materias volátiles provenientes de las cabezas, eliminadas por la chimenea ($\text{CO}_2, \text{H}_2\text{O}$, etc.)

b.- Materias de retorno:

Representadas por la totalidad de materias enumeradas en el ítem b líneas arriba.

c.- Aglomerado utilizable en el A.H.:

A base de este balance de materias, se puede introducir una serie de relaciones que caractericen la marcha de una banda de aglomeración Fig 36:

- Cantidad de materias ferrosas por tonelada de aglomerado utilizable en los A.H. = F/A .

Este índice varía en función de la cantidad de materias volátiles contenidas en las materias ferrosas ($\text{CO}_2, \text{H}_2\text{O}$, etc). Es baja para los minerales llamados del tipo sueco; pero aumenta fuertemente para los minerales de Lorena.

En las mezclas alimentadas en la región de Chaleroi (Bélgica), su valor varía entre 1,250 Kg. y 1,300 Kg.

La cantidad de coque necesario para producir una tonelada de aglomerado utilizable en los A.H. = C/A , o para la fabricación de una tonelada de mezcla alimentada a la banda D.LL. = $C/F + R$, entre los dos índices el primero es más empleado (C/A).

En marcha normal, generalmente se alcanzan 40 Kg. a 50 Kg. de coque por tonelada de mezcla, lo que en vista de la gran cantidad de retornos (40% a 50%), el consumo alcanza 90 Kg. a 100 Kg. por tonelada de aglomerado utilizable en los A.H.

- Tenor de agua en la mezcla: es calculada sobre la mezcla final que es alimentada a la banda D.LL. Dicho valor varía según las características de las materias primas. Las mezclas utilizadas en la región de Chaleroi, contienen entre 10% a 11% de agua.

- Cantidad de retornos: es una cifra muy significativa dentro de la marcha de la planta de aglomeración, y puede expresarse de diferentes maneras:

Porcentaje de finos de retorno en la mezcla, comprendido el coque $R/F+R+C$, alcanza valores comprendidos entre 35% y 40%.

Porcentaje de finos de retorno en la mezcla, sin incluir el combustible $R/F+R$, alcanza valores comprendidos entre 40% y 45%.

Relación entre los finos de retorno producidos y el aglomerado total producido R/A+R, alcanza valores entre 45% y 50%.

C A P I T U L O VI

CAPITULO VI

CIRCUITO DE AGLOMERACION DE THY MARCINELLE

A.- CAPA DE PROTECCION DE LA REJILLA

Se ha previsto la posibilidad de producir una capa de protección de la rejilla en mineral o en aglomerado.

1º Composición de la capa de protección de la rejilla:

a.- Formación de una capa en mineral:

En este caso, la alimentación debe ser prevista a partir del tamizado 0 - 10 mm. y 10 - 60 mm. Los minerales de Briey (0 - 30 mm.) en lugar de pasar hacia los tamices secundarios, son conducidos gracias a los by-pass By 4A - 4B - 4C, directamente sobre la faja transportadora P 23, la cual es encargada de la conducción de los finos 0 - 10 mm.

De esta manera la fracción 0 - 30 mm. será di-

rigida hacia los beddings de finos.

En el momento de evacuación de los beddings de finos, estos son transportados hacia las tolvas de mezcla primaria. Gracias al by-pass By 11, ellos pueden ser dirigidos hacia un tamiz con calefacción, el cual separa la fracción 10 - 30 mm. de la 0 - 10 mm., esta última es transportada por la faja transportadora reversible P39A, mientras que la fracción 10 - 30 mm. es transportada por P 62 y P 63 que alimenta la tolva de la capa de protección de la rejilla.

b.- Formación de una capa en aglomerado:

El conjunto de los retornos, gracias a la faja transportadora A50A y al by-pass By 12, es alimentado a un tamiz con calefacción que lo divide en dos fracciones 0 - 8 mm. y la fracción superior. La fracción 0 - 8 mm. es alimentada a la tolva de finos de retorno y la fracción superior es guiada por las fajas transportadoras P62 y P63 hacia la tolva de la capa de protección de la rejilla.

2° Alimentación de la capa de protección de la rejilla:

Una "sole doseuse", alimenta a la faja transportadora A78, la cual alimenta una tolva pequeña ubicada en la cabecera de la banda D.LL.

La cadencia de alimentación es regulada por



Fig 37.- La mesa de mando (Chaleroi-bélgica)

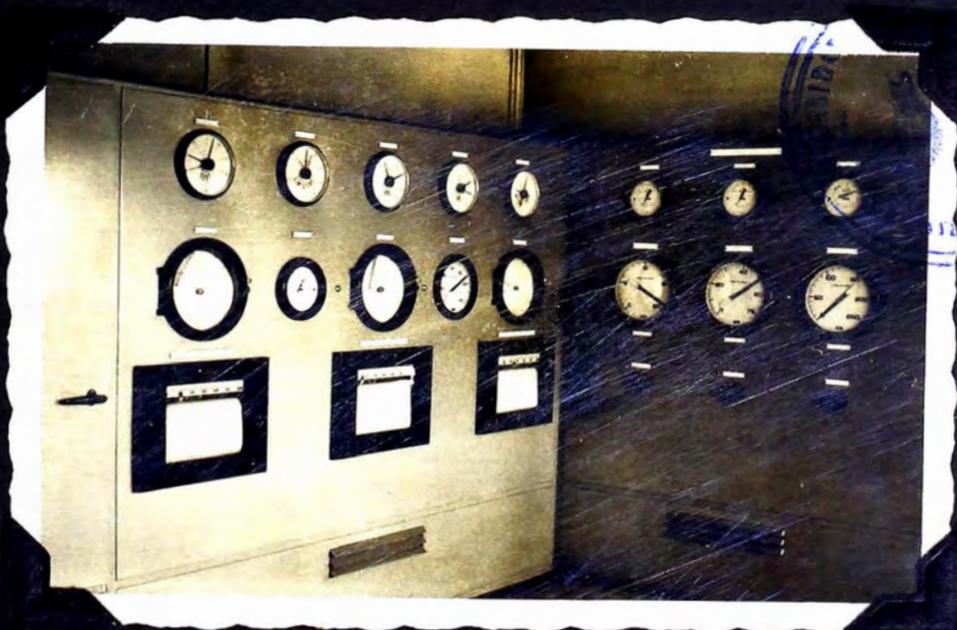


Fig 38.- El tablero de control (Chaleroi-Bélgica)

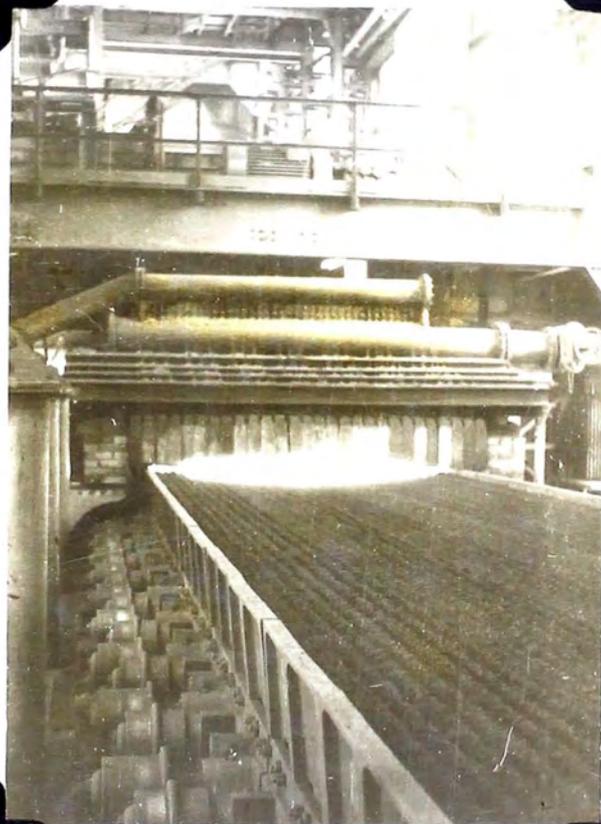


Fig 39.- La bóveda de encendido (Chaleroi-
Bélgica).

el operador, quien debe controlar en todo instante el nivel de la tolva de la capa de protección de la rejilla . Control que se hace de manera indirecta, por medio de un dispositivo que controla el peso total de la tolva y su contenido. Fig. 37 y 38.

B.- ALIMENTACION DE LA MEZCLA A AGLOMERAR A LA BANDA DTL

El dispositivo de alimentación es una placa vibrante del tipo Schenck, la cual asegura una altura de caída pequeña. El fondo de dicho alimentador puede eventualmente ser calefaccionado, con la finalidad de evitar posibles atoros.

C.- LA BOVEDA DE ENCENDIDO

1º La bóveda propiamente dicha:

Constituída por una serie de quemadores, alineados y ligeramente inclinados con relación a la vertical, y de ladrillos refractarios suspendidos en hileras tanto antes como después de la línea de quemadores. Fig. 39.

2º Alimentación:

a.- Aire:

Enviado por un ventilador. Este aire es ex-

traído de la primera sección del enfriador del aglomerado, de esta manera se aprovecha el aire caliente, que tiene una temperatura media de 150°C.

b.- Gas:

Dos posibilidades han sido previstas: alimentación con gases del A.H., o con gas de los hornos de coque. El gasto de gas puede ser mantenido constante gracias a un regulador de presión.

D.-EL CIRCUITO : BANDA D.LI. Y ASPIRACION DE GASES

1º Características de la banda de aglomeración:

Construcción: Talleres Basse-Sambre, según patente de
Huntington-Heberlein & Co. Ltd.

Dimensiones: Ancho 8 pies, o sea 2.44 m.

Largo 144, pies, o sea 44 m.

Superficie útil de rejilla 107 m².

Altura de la capa de la mezcla a aglomerar,
aprox. 310 mm.

Producción: Una tonelada de aglomerado utilizable en los
A.H., por m². y por hora, lo que representa
2,500 T.M. en 24 horas.

Carros: Número 133.

Ancho 812 mm.

Altura de los flancos 355 mm.



Fig 40.- El venturi (Chaleroi-Bélgica).

Velocidad entre 1.40 y 4.60 m./minuto.

Cajas de aspiración: Número 18, de las cuales una (Nº5), está provista de un Venturi para controlar el gasto e índice de permeabilidad. Fig. 40.

Cada una de ellas puede ser aislada del circuito por una válvula accionada por un sistema de contrapeso.

Gas main (colector de gases): De sección creciente hacia el sistema de recuperación de polvos, de manera a disminuir la velocidad de los gases; lo que permite cierta recuperación de polvos en las tolvas situadas por debajo del gas main.

El sistema de evacuación de las tolvas se mantiene cerrado gracias a la succión del aspirador y se abre automáticamente cuando el peso del polvo recuperado compensa el efecto de la succión.

Transportador espiral (screw conveyer): Recupera las materias que atraviezan la rejilla en el momento de la alimentación de la banda D.II.

2º Recuperación de polvos:

Es realizado por un sistema de precipitación e-

lectrostática, de la firma Simon-Carves (Inglaterra).

El conjunto es compuesto por dos series de 5 cámaras de precipitación en paralelo. Las dos primeras son equipadas de electrodos de alambre de hierro, con puntas, las cuatro siguientes con alambres desnudos, y las cuatro últimas permanecen de reserva.

La alimentación de la corriente a alta tensión es asegurada por tres transformadores 500 V - 60,000 V, con rectificadores de corrientes alterna en contínuo incorporados.

Las cámaras de precipitación de polvos están provistas de un sistema automático de vibración de los electrodos, bajo los cuales se encuentran las tolvas de recepción de polvos. La evacuación de las tolvas se efectúa en transportadores tubulares vibrantes completamente cerrados, evitando así toda evasión de los polvos recuperados. Estos tubos terminan en humidificadores cuyo gasto es reglable a distancia. Los polvos humidificados son guiados por la faja transportadora A 109 la cual así mismo transporta las materias recuperadas de las tolvas del gas main.

3º El grupo motor - aspirador.

a.- El aspirador es del tipo Howden, de doble entrada con las paletas ligeramente inclinada hacia atrás.

La velocidad es constante (750 r.p.m.), siendo la aspiración reglable en los orificios de admisión por comando a distancia.

Ha sido diseñado para una depresión de 700 mm. de agua trabajando con gases a una temperatura de 180°C; su gasto es alrededor de 9,000 m³/minuto.

b.- El motor, construido por Schorch, con una potencia nominal de 2,040 C.V., está conectado directamente al árbol del ventilador.

Tipo asincrónico - sincronizado, está equipado de un sistema de arranque automático o manual con sincronización automática.

E.- DESCARGA DEL AGLOMERADO

El aglomerado al caer sobre el piso de fragmentación, sufre una primera fracturación, la cual es completada por el "Herisson" (Roll Crusher), constituido por 12 elementos de acero al manganeso. Cada elemento está formada por 4 dientes ligeramente curvos en el sentido de rotación.

La sección de descarga del aglomerado, así como el tamizado del aglomerado en caliente, es cubierta y bajo depresión la que es realizada por un aspirador auxiliar de 700 m³/minuto.; dicho aspirador se encuentra pre

cedido de una cámara electrostática de precipitación de polvos equipada con alambres de puntas y un sistema de evacuación similar al de los grandes precipitadores de polvos, ya descritos.

F.- TAMIZADO DEL AGLOMERADO CALIENTE:

Tamíz vibrante tipo Schenk (A 85), con planchas de acero al manganeso, perforadas y de un espesor de 8 mm. Su ancho es de 2.20 m. y su largo 5 m. La vibración del tamiz es realizada por el giro de contrapesos ubicados en un árbol giratorio.

Los finos que atraviezan este tamiz son alimentados al "quenich trommel", el cual está forrado en su interior de placas de acero al manganeso. El gasto de agua en el "quenich trommel" es estrictamente controlado.

G.- ENFRIADOR DEL AGLOMERADO

El aparato es de tipo a convección forzada, rectilineo e inclinado 11° sobre la horizontal, con las siguientes dimensiones: ancho 2.44 m.

largo 45 m. (150 pies).

Formado de 194 carros, con rejillas de hierro cochino (fundiciones), su movimiento es efectuado por un



Fig 41.- El enfriado del aglomerado
(Chaleroi-bélgica)



Fig 42.- Los ventiladores de enfriado
(Chaleroi-Bélgica)

motor a velocidad variable, dicha velocidad esta estrechamente relacionada a la de la banda de aglomeración D.LL. Fig. 41.

Seis ventiladores soplan el aire frío a través de las rejillas y la capa de aglomerado. La unión carros - cajas de viento es de amianto.

Los ventiladores son del tipo Aerex a corriente axial, con la admisión regulable, cada uno provee 1,350 m³ de aire/ minuto a una presión de 90 mm. de agua . Fig. 42.

En plena marcha, el gasto total de los Aerexes luego: 6 x 1,350 = 8,100 m³/minuto, alrededor de 480,000 m³/hora.

Por la experiencia se concluye que 3,000 m³ de aire son suficientes para enfriar una tonelada de aglomerado, el enfriador tiene luego una capacidad de 480,000/3,000 = 160 T.M./hora, lo que con amplio margen de seguridad, asegura el buen enfriamiento del aglomerado producido en la banda D.LL. (100 T.M. hora).

H.- ALMACENADO, TAMIZADO DEL AGLOMERADO FRIO Y SU EXPEDICION HACIA LOS A.H.

1° El Almacenado:

El aglomerado enfriado es descargado sobre las



Fig 43.- Estación de muestreo del aglomerado
(Chaleroi-Bélgica).

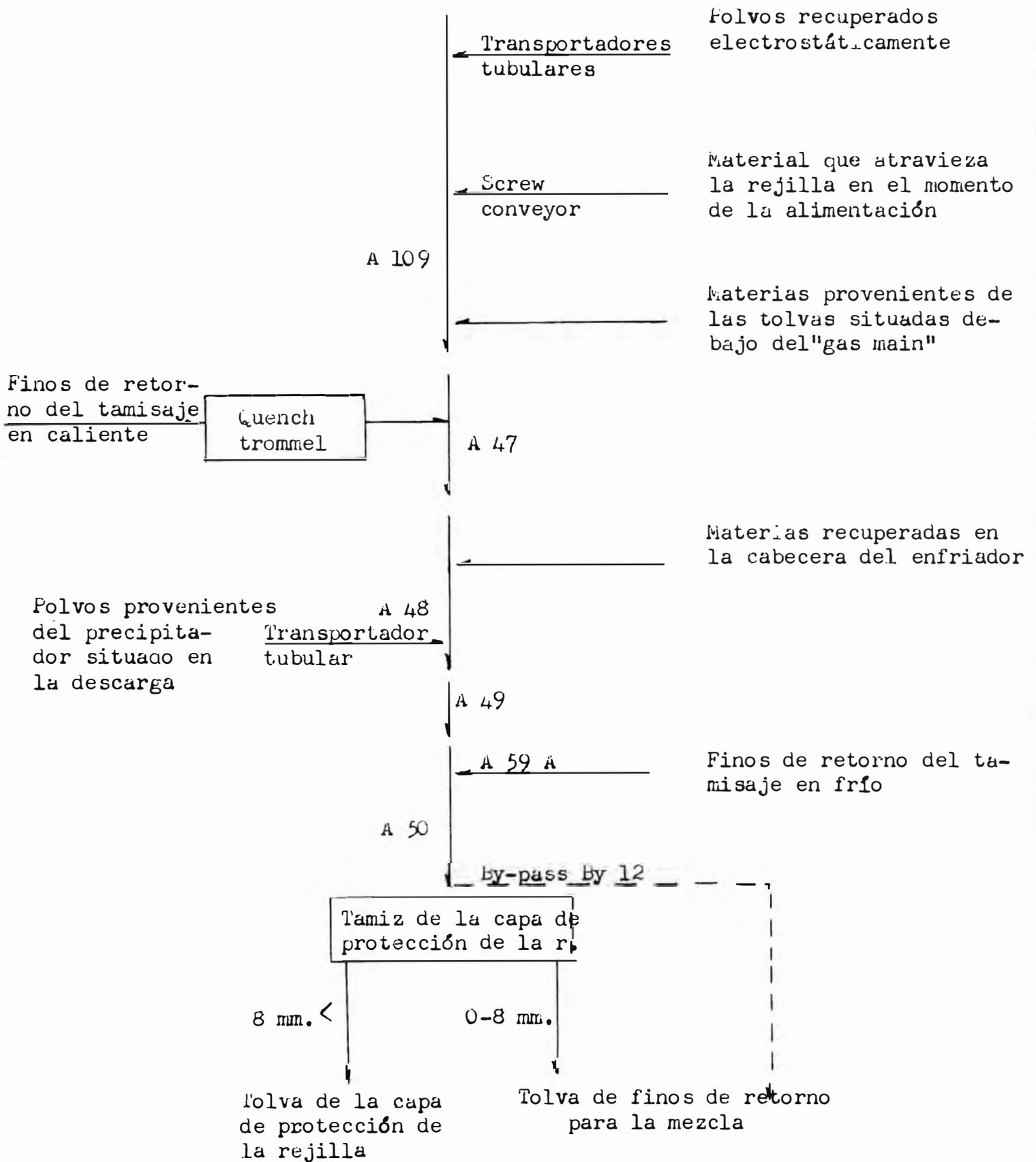


Fig 44.- CIRCUITO GENERAL DE RETORNOS

fajas transportadoras A91A (provista de una balanza de control), A92A, A92B, llegando por intermedio de ellas a las tolvas de almacenado.

Un carro alimentador, el cual se desplaza manualmente, permite de cargar las tolvas convenientemente evitando en lo posible grandes alturas de caída.

La capacidad total de almacenamiento (3 tolvas) es de 865 m^3 , o sea alrededor 1,200 T.M. (densidad 1.4). Lo que permite de almacenar la producción cuando la faja transportadora (Cable Belt) transporta el mineral del bedding de gruesos a los A.H.

En marcha regular, el mineral del bedding de gruesos (10 - 60 mm.) es expedido durante 6 horas, mientras que el aglomerado durante 2 horas.

2º Tamizado del aglomerado frío y su expedición hacia los A.H.

En la base de cada tolva de aglomerado existen dos alimentadores vibrantes (tipo Scherwen) con una capacidad nominal de 200 T.M./hora, los cuales alimentan el aglomerado a la faja transportadora P97A.

Normalmente los dos alimentadores trabajan si multaneamente, vaciando las tolvas a una cadencia de 400 T.M./hora, o sea que dos horas son necesarias para vaciar lo producido en una guardia.

La faja transportadora P97A, alimenta la P99 , la cual se continúa en la P100, esta alimenta el aglomerado al by pass By 13, el que guía el material hacia un tamiz Allis - Chalmers de 2.10 m. de ancho y 5 m. de largo; equipado de dos mallas. La malla superior es de 30 mm. y la inferior de 8 mm. La función de la malla de 30 mm. es aliviar el trabajo de la segunda, ya que al final dos fracciones son obtenidas 0 - 8 mm. va hacia el circuito general de retornos gracias a la faja transportadora A59A.

La fracción superior a 8 mm; es conducida por la faja transportadora P 103 (provista de una balanza de control), luego por la P104 y el Cable Belt hasta las tolvas de los A.H. La fracción superior a 8 mm. puede ser muestreada antes de ser alimentada al Cable Belt.Fig.43.

J.- CIRCUITO GENERAL DE RETORNOS HACIA LA BANDA D.LL.

La Fig. 44 muestra claramente dicho circuito.

C O N C L U S I O N E S

C A P I T U L O V I I

C O N C L U S I O N E S

CAPITULO VII

PRODUCCION Y CALIDAD DE LOS AGLOMERADOS

En este capítulo se tratará de explicar los factores que regulan la producción de los aglomerados y las características físicas y químicas de que deben gozar dichos aglomerados para una mejor marcha en los A.H.

A.- CAPACIDAD DE PRODUCCION

La capacidad de producción de una banda está estrechamente ligada a sus dimensiones, a las dimensiones de las instalaciones anexas y a la naturaleza de la mezcla alimentada a la banda D.LL.

1º Influencia de las características de construcción.

Si llamamos:

q = cantidad de aire necesario para fabricar una T.M. de aglomerado utilizable en los A.H. (en m^3).

Q - cantidad total de aire aspirado (en m³. por hora y por m². de rejilla).

S = Superficie útil de la rejilla, es decir la superficie ubicada bajo depresión (en m²).

La producción de la banda D.LL. en T.M. por hora será:

$$T = \frac{Q}{q} \times S$$

Por consiguiente la producción depende de la cantidad q, que está en estrecha relación con la naturaleza de la mezcla; de la cantidad Q y la superficie de la banda, S.

a.- Valor de S.

La superficie útil de la banda es función de las dos dimensiones principales de la banda. Un aumento de cualquiera de esas dimensiones aumentará la superficie útil.

b.- Valor de Q.

Para una mezcla dada, la cantidad de aire aspirado a través de la capa a aglomerar dependerá de la depresión. Un aumento de la depresión aumentará el volumen aspirado y por consecuencia, el tonelaje producido. Sin embargo la experiencia prueba que la producción tien a estabilizarse rápidamente. La razón es que el tiempo

necesario para una buena aglomeración no es indefinidamente comprimible: el problema no solamente reside en la propagación del frente de llama, sino también en el avance del frente de transferencia de calor (calor sensible donado por los gases de combustión o por las reacciones exotérmicas en los niveles superiores).

Es necesario tener en consideración, que trabajar bajo fuertes depresiones nos producen consumos elevados de energía en el aspirador.

c.- Si consideramos en conjunto los dos factores precedentes, y deseamos realizar una producción determinada de aglomerado a partir de una mezcla dada, podemos variar ambos, dentro de ciertos límites.

En efecto en el primer caso tendremos gastos de inversión importantes y en el segundo los gastos de explotación tendrán tendencia a aumentar.

Existe pues un compromiso; es el de fabricar el aglomerado a un costo lo más bajo posible. Esto nos exige que para la obtención del más alto rendimiento de una instalación dada, todas nuestras miras se fijen sobre el producto alimentado sobre la banda.

2º Influencia del análisis químico de la mezcla .

La producción de una banda D.L.L. depende del tenor en hierro de la mezcla. En efecto, para un volu -

nen de producción constante, el peso será mayor en aquel que tenga el más alto tenor en hierro.

A lo cual es necesario agregar, que la cantidad de materias volátiles a eliminar es menor en una mezcla con alto tenor en hierro.

3º Influencia en los parámetros de la mezcla.

Se trata del conjunto de parámetros que regulan la permeabilidad de la mezcla. Un aumento de la permeabilidad permite aumentar el gasto del aire aspirado (Q), por consiguiente el tonelaje producido.

Para el operador esto significa que su frente de llama progresará rápidamente hacia la rejilla. Por consiguiente podrá acelerar la velocidad de la banda.

Físicamente la permeabilidad significa para una mezcla dada, la facilidad con que un fluido la atraviesa. Como la mezcla de partida es fría y la cual sufre transformaciones, es normal que la permeabilidad depende de la porosidad de la mezcla fría y la de porosidad a altas temperaturas. Las altas temperaturas dan origen a la formación de una película de escoria que impide hasta cierto punto el pasaje de los gases. Dicha resistencia será función de la cantidad de escoria formada y de la naturaleza de la misma.

a.- Permeabilidad en frío.

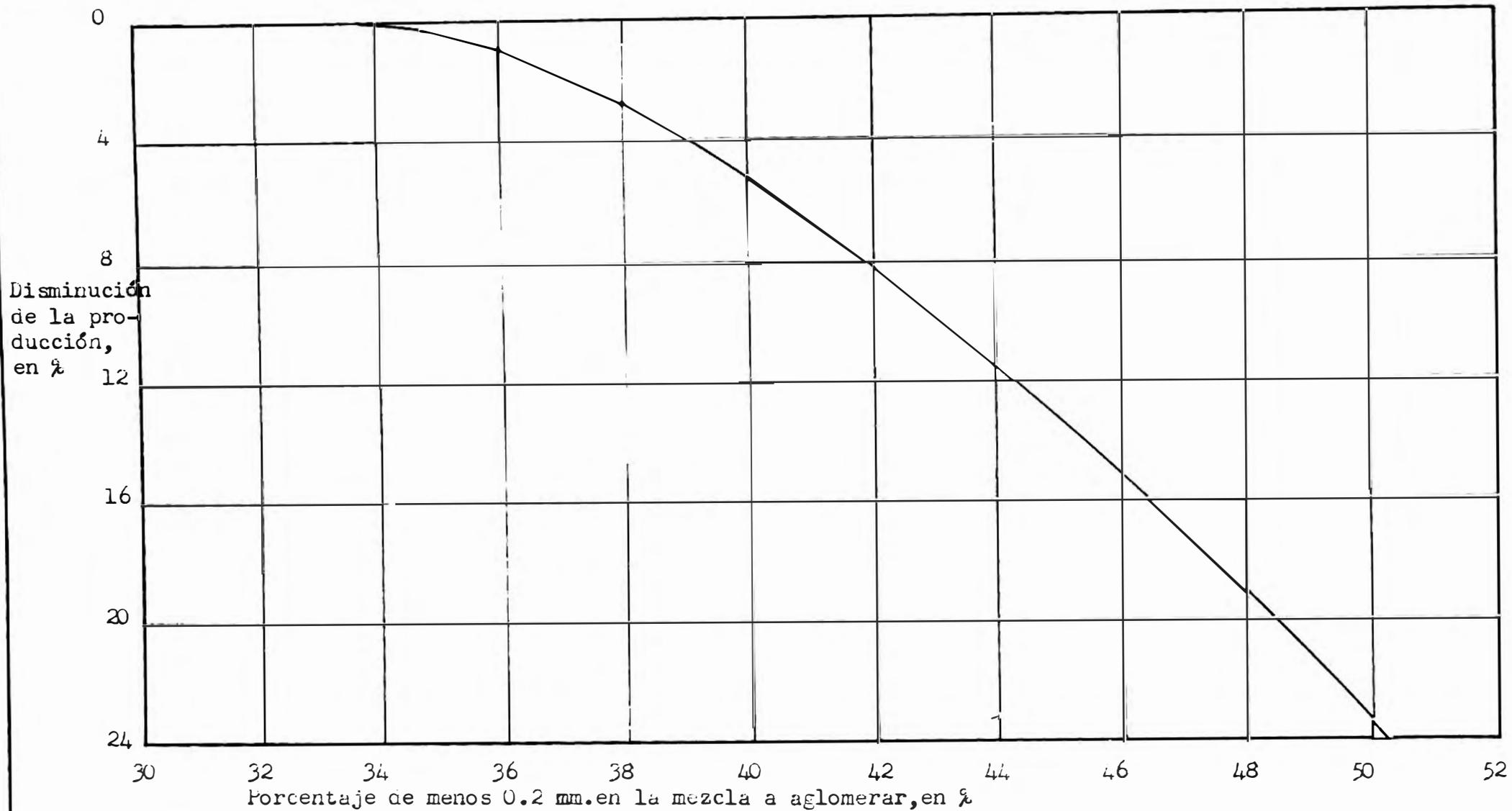


Fig 45.- INFLUENCIA DE LA GRANULOMETRIA EN LA PRODUCCION DEL AGLOMERADO

- Granulometría de los minerales:

En general se emplea en la aglomeración los finos de mineral comprendidos entre 0 - 10 mm. Lo que en realidad constituye una gran gama de granulometrías, dentro de las cuales las partículas más finas son las más nocivas al proceso.

Una cantidad importante de finos, llenan los poros de la mezcla, lo que acarrea una disminución de la permeabilidad. La experiencia enseña que la supresión de la fracción 0 - 0.5 mm. permite un aumento de la producción. La gama granulométrica 0 - 0.2 mm. debe ser inferior de 30% del total de la mezcla. Fig. 45.

Desgraciadamente, la presencia de dicha fracción no depende del operador, pero si, de la naturaleza de las materias primas. Es recomendable, pues, efectuar una molienda controlada, no destructiva.

La permeabilidad aumenta cuando la gama granulométrica es estrechada, por ejemplo de 0 - 10 mm. a 0 - 7 mm., en este caso la alimentación es más uniforme desde el punto de vista de la granulometría.

- Los polvos de los gases:

Tal como ellos son, estos polvos tienen un efecto desastroso sobre la permeabilidad de la mezcla. En efecto, el mayor porcentaje se encuentra por debajo de

0.5 mm., lo que provoca grandes dificultades de humidificación cuando en la etapa final de la preparación de la mezcla se fabrican los pequeños "pelets".

El control de la preparación de los polvos de los gases en la mezcla debe ser estricto. Una humidificación de ellos antes de su incorporación en la mezcla es recomendado. A este respecto, un almacenaje prolongado al aire libre de estos polvos es favorable a la permeabilidad, ya que la humedad se ha podido infiltrar de una manera homogénea.

- El polvo de coque:

Desde el punto de vista de homogeneidad de la mezcla, se ha visto que era necesario moler el coque (0-3 mm.). Esta operación favorece un menor consumo de combustible. Sin embargo debe evitarse la sobremolienda, lo cual nos disminuye la permeabilidad de la mezcla.

Es necesario hacer notar, así mismo, que un exceso de coque en la mezcla, impide la formación de los gránulos de la mezcla en el peletizador, ya que impide la cementación de las partículas finas de mineral. Esta tendencia ha sido observada experimentalmente.

- Los finos de retorno:

Debido a su estructura granulosa y porosa, los finos de retorno, aumentan fuertemente la permeabilidad de la mezcla. Además, cada grano actúa como germen (nu-

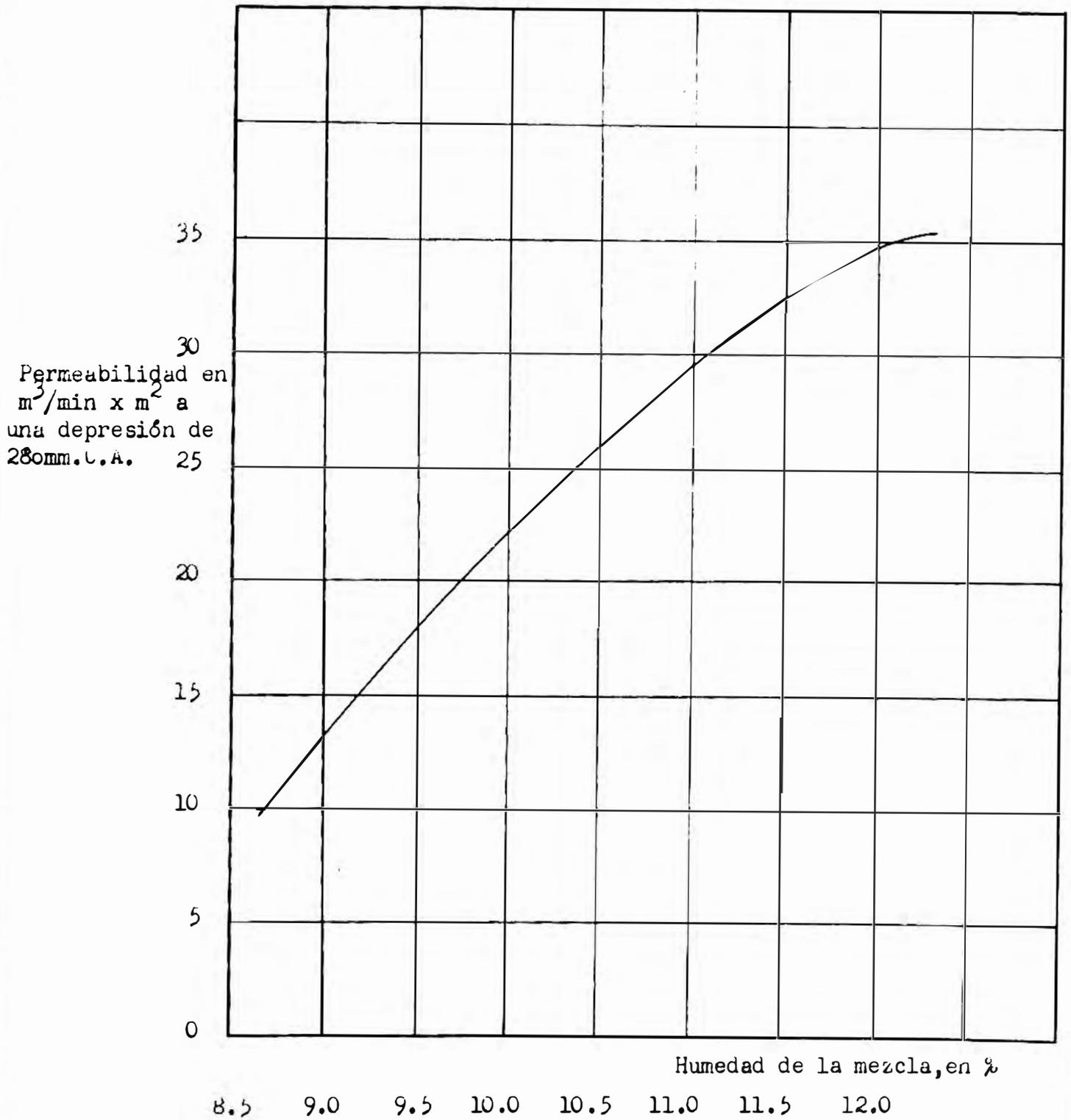


Fig 46.- INFLUENCIA DE LA HUMEDAD DE LA MEZCLA SOBRE SU PERMEABILIDAD

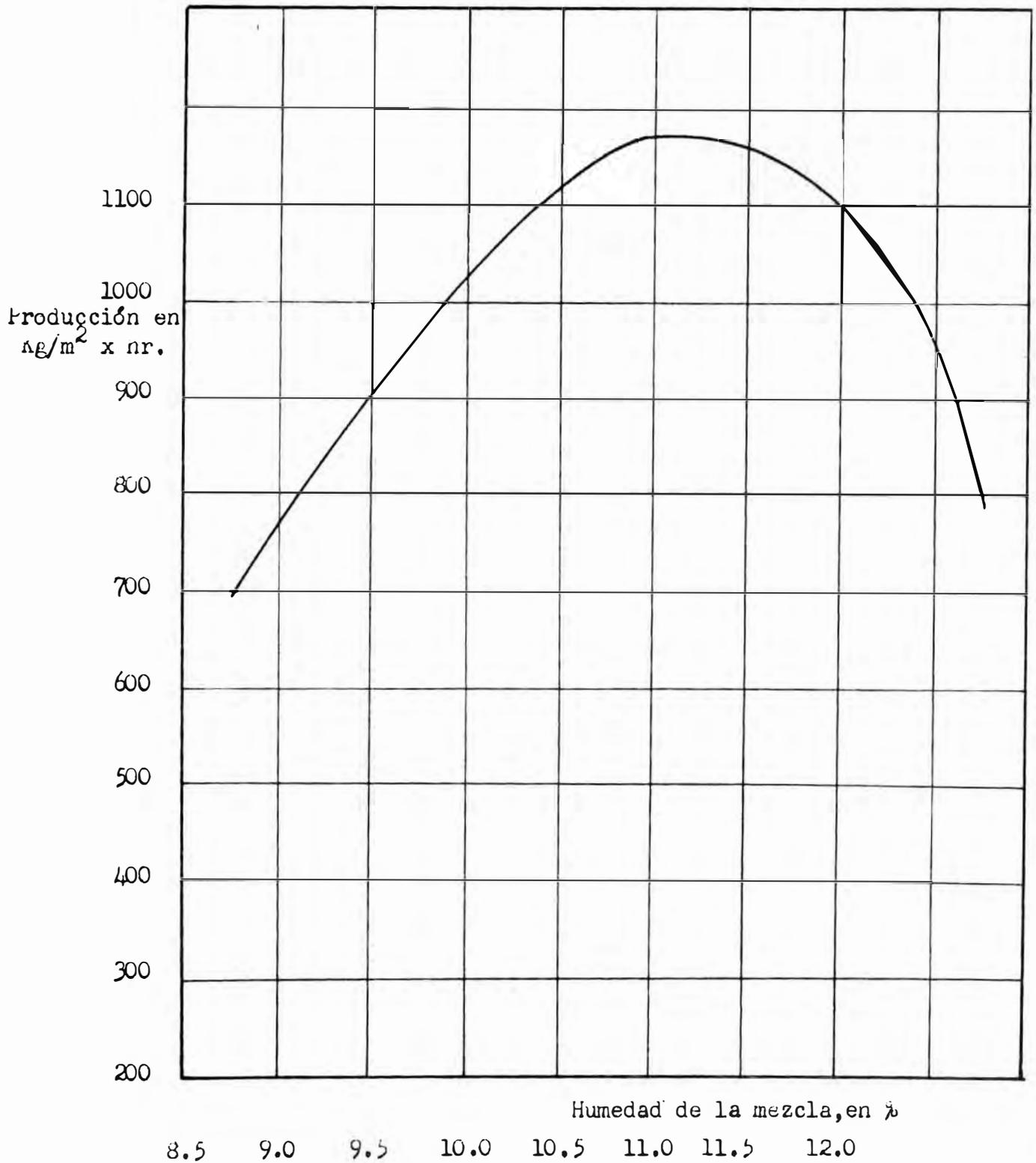


Fig 47.- VARIACION DE LA PRODUCCION DE AGLOMERADOS EN FUNCION DE LA HUMEDAD DE LA MEZCLA

cleus) de aglomeración, acelerando de esta manera la formación de los pequeños pelets. Existe luego un interés probado de incorporar un alto porcentaje de finos de retorno en la mezcla, pero todo aumento de ellos, disminuirá la cantidad de aglomerado utilizable en los A.H.

Es necesario luego buscar el óptimo . A favor de un alto porcentaje de finos de retorno en la mezcla , podemos agregar: Se consigue una mayor regularidad del proceso, en vista de su gran porcentaje. La operación se encontrará más estabilizada.

- Humedad de la mezcla:

El efecto favorable que ejerce la humedad de la mezcla sobre la permeabilidad, es un hecho probado. Cada mezcla en particular presenta un porcentaje óptimo de agua, la tolerancia (dispersión) a ambos lados de este óptimo depende del tipo de material a aglomerar.

Desde el punto de vista permeabilidad, el mejor tenor de agua es 14% . Sin embargo, este tenor no puede ser admitido en un proceso de aglomeración. En efecto, el porcentaje de finos en el aglomerado aumenta, por lo que es necesario trabajar con una humedad de 10%-11%. Figs. 46 y 47.

- Granulación de mezcla:

Esta operación tiene por finalidad de compen-

sar el efecto nefasto de las granulometrías finas. Por medio de adiciones controladas de agua, se trata de formar la mayor cantidad posible de estos gránulos en el pelletizador.

- Alimentación de la banda:

Durante el desarrollo de esta operación se debe evitar el máximo la autocompresión que sufre la mezcla. En efecto, la altura de caída tiene una gran influencia. Igualmente la altura del talud detrás de la placa niveladora, no debe ser grande, ya que si dicha altura es importante, la placa niveladora tendrá tendencia a presionar la mezcla.

b.- Permeabilidad a altas temperaturas.

- Influencia del encendido:

La intensidad del encendido determina la escorificación del nivel superior de la mezcla a aglomerar.

Por lo tanto el aporte calorífico al encendido debe ser suficiente para no producir un aglomerado friable en la capa superior. Sin embargo, un exceso de calorías provocará una escorificación importante, lo que originará un descenso de la permeabilidad.

- Influencia del tenor en coque:

Un exceso de coque, bien que sea favorable a una mejor solidez del aglomerado, provoca durante la aglomeración, la formación de una cantidad importante de

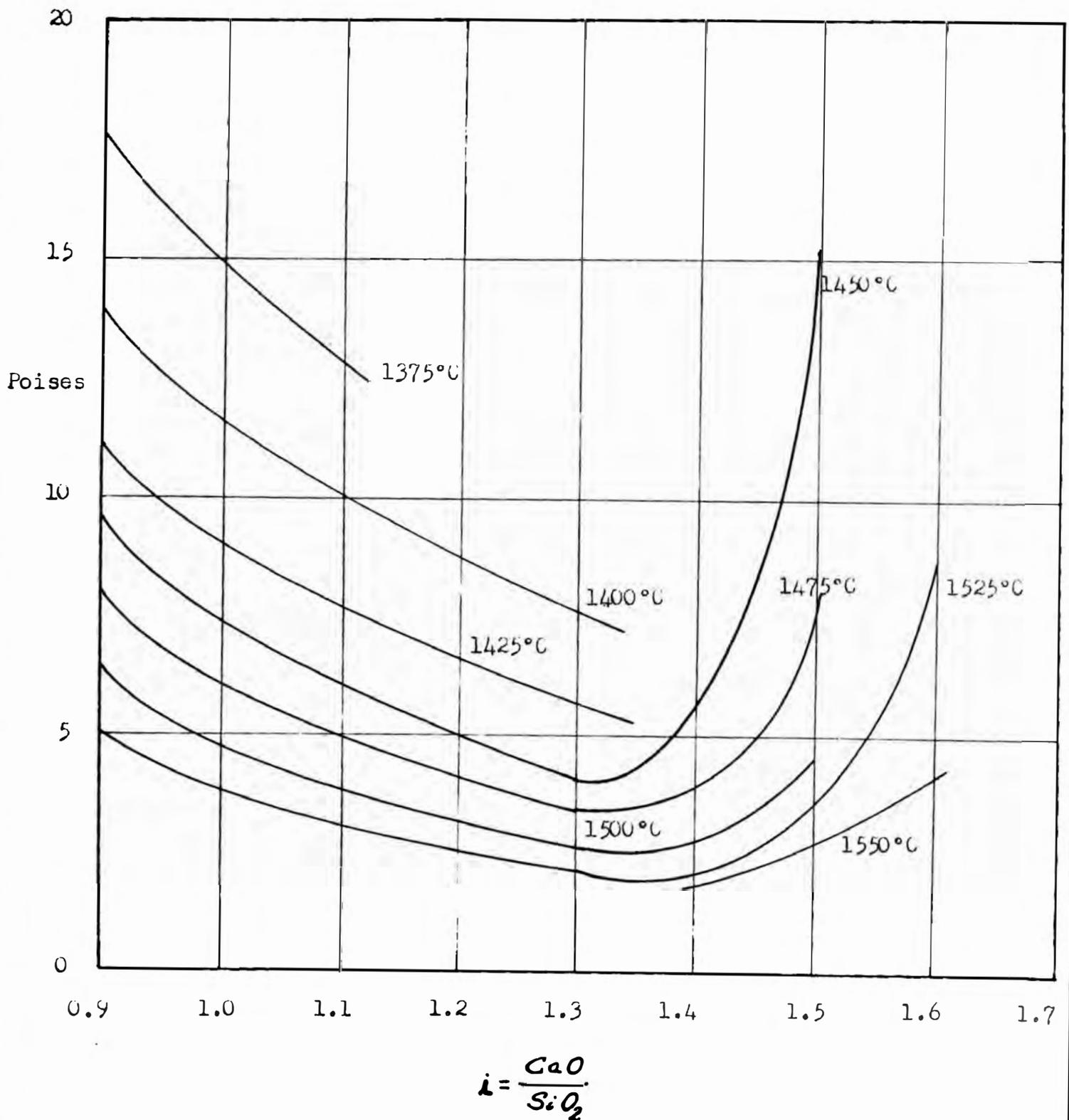


Fig 43.- VARIACION DE LA VISCOSIDAD (POISES) DE LAS ESCORIAS EN FUNCION DE SU BASICIDAD (i).

escoria y así mismo los gases alcanzan altas temperaturas, todo esto aumenta la resistencia al pasaje de los fluídos, se debe determinar en cada caso particular la cantidad estrictamente necesaria de coque para la obtención de un aglomerado convenientemente sólido. Por otra parte un control del consumo de coque, se exige en cada planta, debido a consideraciones de precio de dicho material. Ver Anexo N° 1, al final del capítulo.

- Naturaleza de la escoria:

Ella es función de las características de la mezcla alimentada, sobre la cual nuestra acción ~~no~~ se vé limitada, ya que siempre es impuesta la materia prima de partida, y de acuerdo a sus características debemos buscar los medios que den el resultado óptimo.

Cuando el tenor en sílice de los finos es elevado, nos encontramos en presencia de una escoria ácida, luego su viscosidad a la temperatura considerada es bastante elevada, también en escorias básicas este valor crece como puede apreciarse en la Fig. 48. Por eso en ciertos casos, existe el interés de aumentar la basicidad de la mezcla con adiciones calcáreas, lo que produce un aumento de la permeabilidad, y por consecuencia de la producción.

Resumiendo : por variación de los diferentes pa

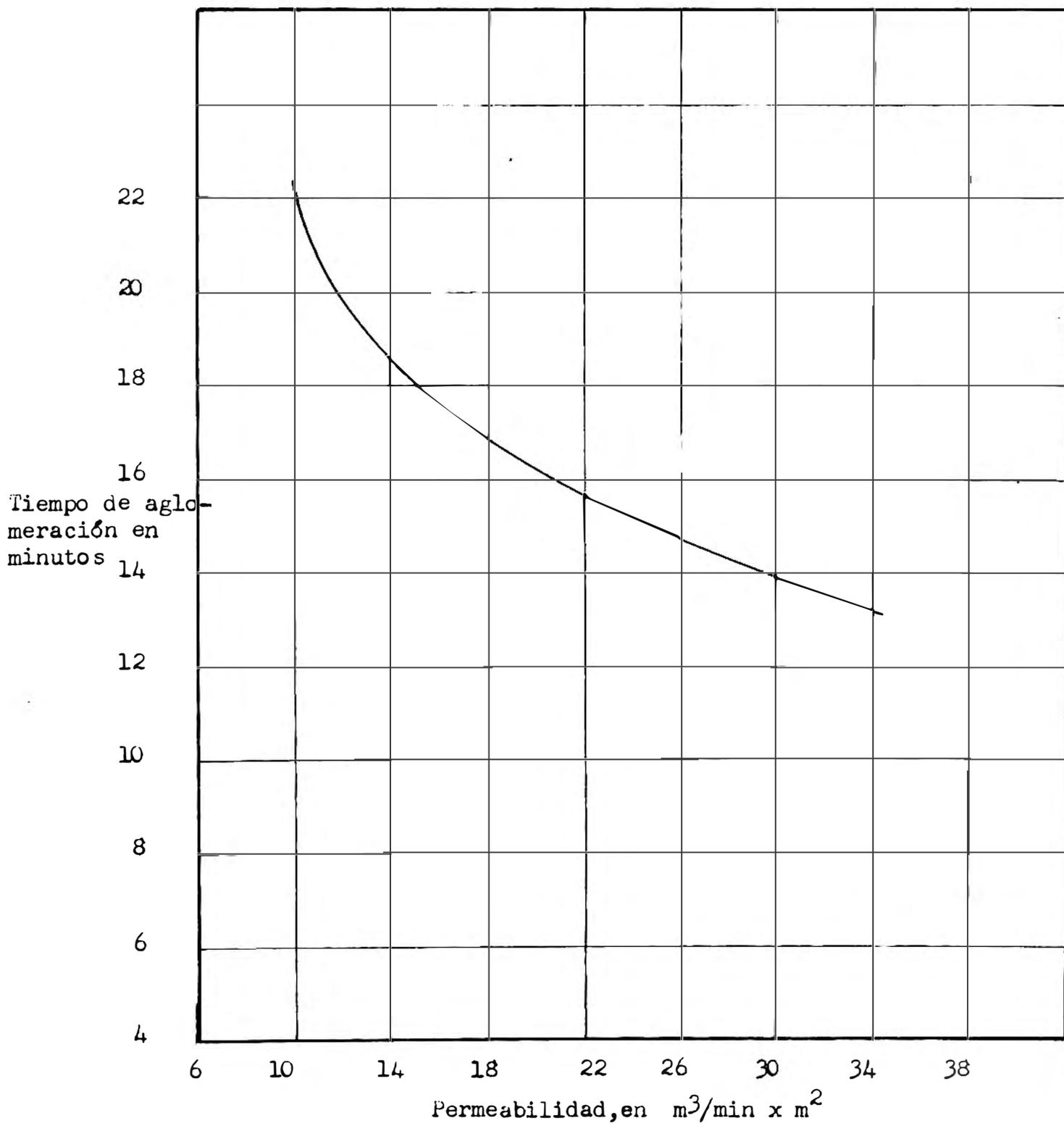


Fig 49.- INFLUENCIA DE LA PERMEABILIDAD DE LA MEZCLA SOBRE EL
EL TIEMPO DE AGLOMERACION

rámetros debemos buscar la máxima permeabilidad de la mezcla. La relación entre el tiempo de aglomeración (es decir producción) y la permeabilidad es estrecha, por consiguiente es de nuestro interés el de obtener una alta permeabilidad de las mezcla a aglomerar. Fig. 49.

Sin embargo otros factores actúan en sentido inverso, lo concerniente a la humedad y el encendido:

- Un alto contenido de agua es conveniente a la permeabilidad, pero produce una gran cantidad de pequeños aglomerados.

Un encendido, solamente suficiente como para producir la combustión del coque, nos originará un nivel superior con una permeabilidad máxima, pero friable.

B.- LA CALIDAD DEL AGLOMERADO

La primera parte de este capítulo ha sido dedicada a analizar los diferentes factores que regulan la producción de los aglomerados, responsabilidad que recae sobre todo en la buena preparación de la mezcla. Pero desgraciadamente producción no es todo, necesitamos producir un aglomerado que satisfaga a los A.H., es decir un aglomerado con propiedades físicas y químicas convenientes; existe una sola alternativa: buscar la mayor concorcancia entre ambas disciplinas.

1º Propiedades físicas;

a.- Resistencia mecánica del aglomerado:

Es la propiedad número uno de un aglomerado. El motivo es lógico: la finalidad de la aglomeración es la supresión de finos en el lecho de fusión de los A.H. Sería pues paradójico fabricar un producto que por efecto de las manipulaciones a que es sometido, se fragmente. Todos los esfuerzos deben ser dirigidos en el sentido de obtener un aglomerado sólido. Los siguientes factores e jercen una influencia comprobada sobre la solidez del aglomerado:

- Cantidad de coque:

La influencia del coque es función de su tenor en la mezcla, cuando mayor sea su porcentaje, el aglomerado fabricado será más resistente.

Todo exceso en el consumo de coque aumentará el precio de costo del aglomerado e influenciará así mismo sobre la producción, la porosidad, el grado de oxidación del aglomerado, etc.

- Homogeneidad de la mezcla:

Una homogeneidad estructural de cualquier conjunto, tiene una mayor resistencia que otro conjunto con una homogeneidad inferior.

Por consiguiente, la realización de una mezcla cuidadosa es recomendable antes de la aglomeración. Con-

viene eliminar los polvos de los A.H. mal condicionados así mismo se recomienda de disminuir la dispersión granulométrica. Por ejemplo es más ventajoso trabajar con finos de 0 - 7 mm. que con finos de 0 - 10 mm.

- Influencia de otros factores:

La resistencia del aglomerado depende de la naturaleza del cemento. Un cemento vitroso (SiO_2) tiene un carácter frágil, de allí el interés de disminuir la naturaleza ácida de dicho cemento (adiciones calcáreas o cal). Se ha comprobado así mismo que las adiciones de los residuos de las laminadoras, las proyecciones de acerías producen un efecto benéfico sobre la solidez del aglomerado.

b.- La porosidad del aglomerado.

Una porosidad elevada permitirá de tener en los A.H. grandes superficies de contacto entre los gases reductores y los sólidos, lo que significa una mejor reducción de los óxidos, pero una menor resistencia al impacto y compresión.

Entre los factores que influyen la porosidad del producto tenemos:

- Las calorías de encendido (permeabilidad a altas temperaturas).

- La cantidad de coque (permeabilidad a altas temperaturas).

- La cantidad de materias primas finas, las cuales llenan los poros de la mezcla (permeabilidad en frío).

Es necesario partir de una mezcla que presente la más alta permeabilidad posible en frío y el de evitar la formación de cantidades importantes de escoria.

c.- Granulometría del aglomerado.

Es deseable que la fracción del aglomerado enviada a los A.H. contenga el más alto porcentaje posible de una fracción granulométrica gruesa (por ejemplo 40mm) la cual no debe fragmentarse durante su manipulación.

- Influencia del agua:

Experimentalmente ha quedado demostrado que el óptimo de humedad para obtener la más alta permeabilidad de la mezcla no concuerda con el tenor de agua que da la mejor granulometría del aglomerado. Esto se explica teóricamente por el hecho de que con una alta permeabilidad el frente de llama desciende a una gran velocidad y que el frente de transmisión de calor se ve de esta manera imposibilitado de cumplir su cometido.

Asistimos luego a un desfase entre los dos frentes, lo que provoca una mayor dispersión de la zona de aglomeración, lo que tiene por consecuencia de disminuir la temperatura de la zona de aglomeración. Se podría proponer entonces un aumento en el contenido de co-

que, pero tanto consideraciones de precio de costo como reductibilidad del aglomerado, actúan en sentido inverso

- Velocidad de aglomeración:

La adopción de velocidades elevadas de aglomeración (por aumento de la depresión sobre una capa de mezcla de espesor constante) produce aglomerados menos resistentes y de granulometría más fina.

La variación de la depresión debe ser estrictamente controlada y determinada experimentalmente para cada mezcla. Altas depresiones, provocan un consumo suplementario de coque, ya que el contenido de CO en los gases aumenta (no se efectúa una combustión completa).

d.- Fusibilidad del aglomerado.

El punto de fusión de un aglomerado depende de su composición química.

En general no existe una gran diferencia entre los puntos de fusión del aglomerado y de los minerales del cual provienen, pero la opinión general es que los aglomerados tienen un punto de fusión menor que los minerales de origen. Hecho muy importante, que ha sido tomado en cuenta en el diseño de los nuevos A.H. que trabajan a 100% de aglomerados: etalages menos importantes y un mejor enfriamiento en la parte baja de la cuba.

2º Propiedades químicas

Son función del tenor de los diferentes ele-

mentos en el aglomerado.

a.- Tenor en hierro.

Depende exclusivamente del contenido en hierro de las cabezas y de la pérdida de los volátiles por las altas temperaturas, (pérdida al fuego).

Así una mezcla que contenga al estado crudo 40% Fe, y presentando una pérdida al fuego de 20% (humedad + agua de formación + CO₂ + azufre), tendrá después de aglomeración un tenor de hierro aproximado de:

$$40 \times \frac{100}{100 - 20} \frac{40}{0.80} = 50\%$$

Este cálculo es solamente aproximado, ya que hay lugar también a la pérdida o ganancia de oxígeno (hematita que se transforma en magnetita o vice-versa).

b.- El índice de basicidad $\frac{\text{CaO}}{\text{SiO}_2}$

El índice del aglomerado es el mismo que el de la mezcla de partida. Los minerales calcáreos finos son más silicosos que el mineral bruto (gruesos).

El aglomerado obtenido tendrá luego un índice más bajo, lo que contribuye a disminuir el consumo de coque en los A.H.

Sin embargo índices de basicidad bajos favorecen la formación de silicatos de hierro, como la fayalita

ta $2\text{FeO} \cdot \text{SiO}_2$. Compuesto que es difícilmente reductible, y por consiguiente nos obliga a mayores consumos de coque en el A.H. Además, esta clase de aglomerados son los más abrasivos para los refractorios del A.H. Hoy en día con todas las facilidades que cuenta una planta de aglomeración se puede fabricar aglomerados auto-fundentes, con relativa facilidad.

c.- Tenor en azufre.

Si el proceso de aglomeración es conducido convenientemente, se puede alcanzar desulfuraciones del orden de 60% a 70% (la mejor desulfuración corresponde a un compromiso entre los parámetros que regulan la porosidad y el grado de oxidación.)

En el aglomerado producido, los análisis nos muestran que el contenido de azufre es mayor en los finos de retorno que los aglomerados que van hacia los A.H.

No hace mucho se temió que una adición de cal o calcáreos a la mezcla a aglomerar, tendría como consecuencia una disminución de la desulfuración durante el proceso, por fijación de dicho azufre bajo la forma de sulfato de calcio. Pero experimentalmente se ha demostrado que no sucede tal.

d.- Reductibilidad de los aglomerados.

Es una de las características por la que se ha

hecho innumerables esfuerzos de mejorarla, ya que ella tiene una fuerte influencia sobre el consumo de coque en los A.H.

- Desde el punto de vista físico:

La reductibilidad se ve favorecida en razón directa a la superficie de contacto gas reductor-sólido . Es necesario que nuestro aglomerado tenga una buena macroporosidad y microporosidad.

- Desde el punto de vista químico:

Siendo la finalidad de los A.H. reducir los óxidos de hierro, es necesario que dichos óxidos se encuentren en las mejores condiciones de reductibilidad. Se hace necesario el de evitar por todos los medios de formación de compuestos de hierro con sílice o cal.

En el primer caso, se formará la fayalita ($2\text{FeO} \cdot \text{SiO}_2$), en el segundo caso la ferrita de cal, ambos son más difíciles de reducir que el óxido férrico (Fe_2O_3). A este respecto dos factores tienen una influencia marcada.

El tenor en coque: si la mezcla es rica en carbono, se formará un aglomerado escorificado y compacto , con contenido de silicatos de hierro.

El segundo factor es la adición de cal: si la mezcla por naturaleza es silicosa habrá siempre formación de fayalita, aún con contenidos de coque bajos. Es

por este motivo que la adición de cal o calcáreos es conveniente a fin de evitar la formación de silicatos de hierro. En efecto la afinidad de la sílice por la cal es mayor que por el óxido ferroso, lo que da lugar a la formación de silicatos de cal. Sin embargo un control estricto sobre las adiciones de cal se exige a fin de evitarar la formación de las ferritas de calcio.

En lo concerniente al grado de oxidación, se ha establecido en el laboratorio, como en la práctica, que cuando dicho grado de oxidación es más elevado, la reducción es mucho más fácil. Existe una paradoja aparente.

En efecto, ¿ por qué tratar de oxidar el hierro al máximo si luego hay que reducirlo?.

Cuando partimos del Fe_2O_3 para llegar al Fe reducido, es necesario pasar por las etapas de Fe_3O_4 y FeO. Ahora bien la reducción del Fe_2O_3 en Fe_3O_4 es más exotérica que la reducción del Fe_3O_4 en FeO. El balance de calorías necesarias en el A.H. es luego favorable si tenemos como material de partida el Fe_2O_3 .

Luego, cuando el aglomerado está fuertemente oxidado, el comienzo de la reducción se efectúa con un calentamiento de la carga.

Consideraciones de transformación de las redes

crystalinas, así como la aparición de microporos y fisuras, dan aún más pruebas del porque un aglomerado cuanto más oxidado es más reductible.

Un buen grado de oxidación, es entonces a desear, ya que: En la aglomeración: la oxidación de la magnetita en hematita, es exotérmica. lo que influye en el consumo de coque (polvo).

En los A.H: la reducción de hematita en magnetita, es exotérmica, permite una economía de coque metalúrgico (grueso).

A N E X O N º 1

A N E X O N º 1

En un futuro no ~~may~~ lejano, la industria siderúrgica tendrá que enfrentarse a un déficit en el suministro de polvos de coque, ya que progresivamente se van consumiendo las grandes reservas que de este combustible tenían las usinas, pues la producción regular de finos de coque no compensa la demanda de este producto.

Se han hecho estudios sobre el posible empleo de otros combustibles, tal es el caso de la antracita. Pero los investigadores han llegado a conclusiones opuestas, en lo que respecta a este combustible.

Así en Inglaterra se afirma que trabajando con 100% de antracita tendremos: un incremento en la resistencia del sinter; un ahorro en el consumo de combustible; y una disminución en el contenido de azufre del sinter.

Mientras que en Japón los experimentos arrojan como conclusiones: disminución en la resistencia del sinter y descenso de la producción.

Por ser nuestros yacimientos carboníferos del tipo antracita, el posible empleo de este combustible en la aglomeración de minerales de hierro ofrece un amplio campo de acción para el desarrollo de nuestra naciente industria carbonera.

B I B L I O G R A F I A

B I B L I O G R A F I A

- 1.- ASTIER J. (IRSID) "Quelques considerations sur l'enrichissement des mineraux de fer de Lorraine"
A T B Metalurgie. Vol II. N° 8. 1961
- 2.- ASTIER J. (IRSID) "Utilisation des concentrés"
Seconde Journée sur l'enrichissement des minerais de fer Francais. Paris 14 Juin 1962.
Revue de l' Industrie Minérale. Vol N° 45. N° 2.
Février 1963.
- 3.- BITS IANES G. and Joseph T.L. "Topochemical Aspects of iron ore reduction".
Trans. AIME (May. 1955) 203,639
- 4.- BRAY J.L. "Ferrous process metallurgy"
John Wiley & Sons, Inc. M.Y., 1954.
- 5.- DAILEY W.H. "Blast furnace performance - pellets vs. sinter". Iron and steel Engineer. October 1963.

- 6.- DEMAREZ A. "Cours de Sidérurgie. Hauts - Fourneaux"
F.F. Ms. 1962.
- 7.- DIXON K. G. "Alternative fuels for sintering"
Journal of the Iron and Steel Institute
February 1962. Volume 200. Part. 2.
- 8.- JAVELLE J. (IRSID) "Evolution des techniques applicables aux minerais de fer Français"
Seconde Journée sur l'enrichissement des minerais de fer Français. Paris 14 Juin 1962.
Revue de l' Industrie Minérale. Vol N° 45,
N° 1. Janvier 1963.
- 9.- KUBASCHEWSKI O., and EVANS E.LL. "Metallurgical Thermochemistry"
Pergamon Press. London 1958.
- 10.- LEFEBVRE A.G. "Aperçus actuels sur la sidérurgie mondiale".
Revue de la Société Royale des Ingénieurs et des Industriels. N° 4. 1959.
- 11.- LEFEBVRE A. G. "Leçons de Sidérurgie"
Faculté des Sciences de Paris
Sedes. Paris 1959.

- 12.- Mc. BRLAR E. M., JOHNSON W; ANDREWS K.W. and DAVIES W. "The Nature of ironstone sinter"
Journal of the Iron and Steel Institute (1954)
177,316.
- 13.- MEYER K. "Entwicklung der Pelletisierung von Eisen erzen und Herstellung von Mischerzpellets".
Stahl und Eisen. Oktober 1963.
- 14.- NATIONS UNIES "Tendances et problèmes a long term de la sidérurgie Europeenne".
Etude préparé por la Commision Economique pour l'Europe
Genève 1959 - 195 pages.
- 15.- PEELE R. "Mining Engineers' Handbook"
John Wiley & Sons, Inc. N. Y. 1959
- 16.- PEZZANO P.A. "Siderurgia"
Libr. y Edit. Alsina. Buenos Aires 1955.
- 17.- REY M. "Equilibres chimiques et metallurgie"
Editeur Georges Thone. Liège 1959.
- 18.- ROOS A. "La Chimie- Physique de l'Agglomération des minerais de fer"
Génie Civil (1957). N° 6. 129

- 19.- SCHLUTER R. and BITSIANES G. "The Combustion zone in the iron ore sintering process" Agglomeration (Symposium Philadelphia- April 1961)
John Wiley & Sons, Inc. N. Y.- London (1962)
585.
- 20.- TAGGART A.F. "Handbook of mineral dressing"
John Wiley & Sons, Inc. N.Y.- London 1960
- 21.- VAN CAMPENHOUT M. "Contribution à l'étude de l'agglomération de minerais de fer"
Travail de Fin d'Etudes F.P.Ms. (1961-1962).
- 22.- VOICE E.W., BROOKS S.H., DAVIES W. and ROBERTSON B.L. "Factors Controlling The rate of sinter production"
Journal of the Iron and Steel Institute (1953)
175, 97.
- 23.- YOUNG P.A. and BARNARD D.A. "The cooling of sinter"
Agglomeration (Symposium Philadelphia -April (1961)).
John Wiley & Sons Inc., N.Y. London (1962)979.