

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

**FACULTAD DE
GEOLOGIA - MINAS - METALURGIA**

**Beneficio de Minerales de Hierro
Plantas de Pelets en Marcona**

Tesis para optar el Título de
INGENIERO METALURGISTA

William Alberto Mora Moreno

PROMOCION 1966
FERNANDO DE LAS CASAS

LIMA - PERU

1974

AGRADECIMIENTO:

A mis profesores de la Facultad de Geología
Minas - Metalurgia de la Universidad Nacio-
nal de Ingeniería que han contribuido en mi
formación profesional.

W. M. M.

A MI MADRE

A MI ESPOSA

I N D I C E

INTRODUCCION	1
I. CONSIDERACIONES GENERALES	
Historia la Era Marcona	3
Ubicación y acceso - recursos locales	
II. GEOLOGIA Y MINERAI	
Geología	7
Minería: Perforación	9
Disparo - Carguio - Acarreo	10
III. PROPIEDADES REQUERIDAS	12
Minerales de Embarque Directo	13
Trituración y Molienda	13
Concentración	14
Minerales de Baja Ley	14
Clasificación por Tamaño	15
Separación por Gravedad	16
Concentración Magnética	17
Fig. I Diagrama de Flujo para el Chancado y Tamiza- do de Minerales Naturales	18
Fig. II Diagrama de Flujo para Minerales de Embar- que Directo en Marcona	19
Fig. III Diagrama de Flujo para el Mineral Lavado..	20
IV. CONCENTRACION GRAVIMETRICA DE MINERALES DE HIERRO EN MARCONA	
Minerales para concentración gravimétrica	21
Chancado	21
Zarandas clasificadoras en húmedo	22
Planta de Medio Denso	23
Planta de Finos	23
Tabla No. 1 Concentración por Medio Denso Balance Metalúrgico	27

Tabla No. 2	Planta de Finos Balance Metalúrgico....	28
Fig. IV	Planta de Chancado en Marcona	29
Fig. V	Planta de Concentración por Gravedad	30

V. PLANTA DE CONCENTRACION MAGNETICA

Descripción y Operación	31	
Tabla No. 3	Molinos de Barras de Molienda Gruesa Análisis de Mallas y Químico	35
Tabla No. 4	Molinos de Barras de Molienda Fina Li- neas 5 y 6	36
Tabla No. 5	Molinos de Bolas para Molienda Fina ...	37
Tabla No. 6	Cobbers y Concentrado Finisher	38
Fig. VI	Diagrama de Flujo Planta Magnética	39

VI. PLANTA DE FLOTACION

Historia	40	
Investigaciones en Laboratorio	41	
Planta Comercial	42	
Tabla No. 7	Balance de Materia del Circuito de Flota- ción	44
Problema de la Pirrotita	46	
Pruebas en Planta de San Nicolás	47	
Investigación del Dr. I. Iwasaki ...-.....	49	
Tabla No. 8	Balance Metalúrgico en la Actualidad ..	51A

VII PLANTA DE FILTROS

Almacenaje	52	
Sistema de Alimentación de los Filtros	53	
Sistema de Vacío	55	
Descripción de los equipos usados en el Proceso de Filtración	56	
Balance de Materias	58	
Fig. A	Sistema de Vacío	59

VIII EVOLUCION DE LA TECNICA DE PELETIZACION

Historia	60
----------------	----

Evolución en la producción de Pélets y usos	63
Evolución del Diseño para Plantas Peletizadoras	64
Pruebas para el Diseño de las Plantas	69
Pruebas de Formación de Bolas Verdes	70
Pruebas de Secado	74
Prueba de Endurecimiento	76
Pruebas de Calidad de los Pélets	79
Factores en el Diseño del Ciclo Básico	81
Fig. VII Alto Horno Vertical para Pélets	83
Fig. VIII Horno Vertical medio con Enfriamiento Exte- rior	84
Fig. IX Horno MCKEE de Parrillas Deslizantes	85
Fig. X Dravo-Lurgi Horno de Parrillas Deslizantes ...	86
Fig. XI Allis Chalmers Sistema de Horno Rotativo	87
Fig. XII Sistema Grate Kils con Triple Ciclo Descenden <u>te</u> te	88

IX PLANTAS DE PELETIZACION EN MARCONA MINING COMPANY

Planta de Pélets No. 1	89
Modificación a secado ascendente	90
Modificación en el Horno	91
Planta de Pélets No. 2	94
Modificaciones en el Proceso	95
Performance y Funcionamiento entre las Líneas 1VS2 ...	98
Técnica de Funcionamiento y Control de Procesos	101
Tabla No. 9 Operación de Línea No. con y sin ventila- dor de secado ascendente	104
Tabla No. 10 Tiempo de Procesamiento y Unidad de la capacidad Línea 1 VS Línea 2	105
Fig. XIII Horno de Peletización Línea No. 1 Diseño original	106
Fig. XIV Horno de Peletización Línea No. 1 después de la modificación	107
Fig. XV Horno de Peletización Línea No. 2	108

X.	PRUEBAS EFECTUADAS EN PLANTA	
	Pruebas efectuadas en Planta Pélets	109
	Tabla No. 11 Balance de Gases Línea No. 1	113
	Tabla No. 12 Compresiones por Zonas	114
	Tabla No. 13 Calidad de Pélets Quemados Línea No. 1 ..	115
	Tabla No. 14 Calidad de Pélets Quemados Línea No. 2 ..	116
	Tabla No. 15 Pruebas efectuadas en Planta Pélets con diferentes temperaturas de Quemado Línea No. 1 y Lí- nea No. 2	117
	Tabla No. 16 Condiciones de Operación de los Hornos de Peletización	118
	Apéndice "A" Perfil de Temperaturas Línea No. 1	119
	Apéndice "B" Perfil de Temperaturas Línea No. 2	120
	Pruebas efectuadas en la Planta de Flotación	121
	Circuito de Retratamiento de Espumas	124
	Tabla No. 17 Performance de las celdas de flotación ..	126
	Tabla No. 18 Evaluación de Separadores Magnéticos	127
	Fig. B Circuito de Retratamiento de Espumas	128
	Economía General - Circuito de Retratamiento de Espu- mas	129
	Balance Termodinámico en el Proceso de Peletización ..	134
XI.	EXTRACCION, PROCESAMIENTO Y UTILIZACION DE LA BENTONI- TA.....	142
	Fig. XVI Diagrama de Flujo	155
XII	PLANTA TERMICA	156
XIII	PROCEDIMIENTOS DE MUESTREOS Y PRUEBAS.....	158/223
	Conclusiones y Recomendaciones	224
	Bibliografía	226

INTRODUCCION

En la Industria Siderúrgica, se describe todos los procesos físicos y químicos empleados para convertir el mineral de hierro tal como sale de la mina en material de carga para los hornos siderúrgicos. Hay pocos campos en donde la trama ciencia-tecnológica-desarrollo esté más imbricada que en la Metalurgia; no hay desarrollo socio-económico sin industrialización, no hay proceso de industrialización sólido sin desarrollo metalúrgico. La civilización actual depende en tal forma de este metal, que la demanda está superando progresivamente el abastecimiento disponible de minerales de alto grado y muchos yacimientos no considerados económicos en el pasado por su baja ley, están siendo trabajados en la actualidad debido a los adelantos en las técnicas de aglomeración y peletización.

Las primeras plantas comerciales de producción de pélets de concentrados de hierro fueron puestos en funcionamiento en los años cincuenta en Norte América y Suecia. La concepción del proceso se debió a la necesidad de resolver el problema de abastecimiento para la Industria Siderúrgica, partiendo de los minerales de baja ley ó que por las impurezas que contienen impedían su utilización directa. Los pasos a seguir fueron lógicos y evidentes, comprendiendo las siguientes etapas: la molienda, la concentración, peletización y aglomeración.

La Tecnología de la peletización ha experimentado un proceso sustancial desde sus inicios hasta la actualidad, y esto se debe a la gran demanda por pélets y el aumento de la utilidad en el concentrado de hierro y finos para aglomerar, varios procesos comerciales de peletización han sido desarrollados. Entre los principales procesos comerciales más difundidos; tenemos:

1.- Horno Vertical (cubilote)

- 2.- Hbrno rotativo con parrilla (grate kiln)
- 3.- Parrillas deslizantes.

La Marcona Mining Company, que en 1953 se inicia como explotadora de minerales oxidados, llamados de embarque directo con leyes comercialmente aceptables con un simple tratamiento de chancado y zarandeo, pasa en 1962 a la etapa de beneficio para poner al mercado sus reservas de hierro, como productos beneficiados de calidad superior, produciendo concentrados tipo sinter y de alto horno. En 1963 se inició la producción de pélets con un horno, patente Lurgi, de 1'000,000 de toneladas por año; posteriormente éste horno fué modificado agregándosele una sección de secado ascendente, aumentando su producción a 1'200,000 toneladas por año. En 1966 se puso en operación un segundo horno, patente Dravo - Lurgi, con una capacidad de 2'300,000 toneladas por año, produciendo en la actualidad un total de 3'500,000 toneladas por año.

I. CONSIDERACIONES GENERALES

HISTORIA - LA ERA MARCONA

En 1952 el Gobierno Peruano, la Corporación del Santa y la Utah Construction Company celebraron un acuerdo mediante el cual la Utah explotaría las concesiones de Marcona con opción para explotar el área si se determinaban reservas con posibilidades económicas.

Para financiar e iniciar las operaciones, la Utha se unió con Cyprus Mines Corporation y el 9 de Enero de 1953, Utah y Cyprus formaron una nueva compañía, la Marcona Mining Company, que fuera registrada en el Perú el 6 de Abril de 1953.

Bajo las condiciones del contrato celebrado con la Corporación Peruana del Santa, Marcona obtuvo los derechos exclusivos de exploración y explotación por el término de 30 años. Según este contrato Marcona paga regalías a la Corporación Peruana del Santa (Minero Perú) por el tonelaje de hierro exportado y garantiza regalías mínimas equivalentes a 500,000 toneladas de mineral de hierro exportadas anualmente.

Otro aspecto del contrato obliga a Marcona a entregar a la Corporación del Santa, mineral de hierro al precio reducido de 28% del precio en el mercado mundial.

El 26 de Febrero de 1960 se llegó a un nuevo acuerdo con la Corporación del Santa, que sirvió de base para la construcción de una planta de beneficio, de propiedad privada, en la bahía de San Nicolás. Mediante este nuevo contrato Marcona ha garantizado regalías mínimas de 3 millones de dólares anuales durante el curso de los años calendarios de 1960, 1961 y 1962 y la Corporación del Santa tiene el derecho de comprar estos nuevos productos hasta la canti-

dad de 300,000 toneladas anuales a un precio que representa el 28% de la cotización más el costo de beneficio.

Con la construcción de la planta de beneficio de San Nicolás en 1962 para la producción de concentrados tipo Sinter y de alto horno; y en 1963 con la producción de pélets se inicia una nueva era para Marcona.

UBICACION Y ACCESO

El centro de operaciones de explotación y beneficio del hierro de Marcona se encuentra localizado en la costa de la zona sur, a 520 km. al sur de Lima, en el Departamento de Ica, Provincia de Nasca, en una región desértica y arenosa y sobre una meseta de 800 metros de elevación, a 14 km. del mar, se encuentra el yacimiento de Marcona. A él se llega por tierra tomando un desvío a la altura del kilómetro 490 de la carretera Panamericana sur y continuando hacia el Oeste por un tramo de 30 kilómetros hasta llegar al puerto de San Juan.

Para las comunicaciones aéreas existe en San Juan un aeropuerto que tiene una pista asfaltada de 2,500 metros de longitud, distante apenas 2 kilómetros al Este del pueblo. Los puertos de San Juan y San Nicolás, completan la red de comunicaciones de Marcona.

RECURSOS LOCALES

Para las operaciones de la Mina, del complejo de San Nicolás y las facilidades del centro habitacional de San Juan se cuenta con todos los elementos auxiliares necesarios para este tipo de operaciones como son:

Abastecimiento de Agua Industrial.- Todas las operaciones

de beneficio se efectúan con agua de mar. El abastecimiento se obtiene por bombeo y se dispone de 7 bombas de 450 HP cada una, instaladas en el muelle de San Nicolás. A pesar de la cercanía del mar y tener aparentemente, agua en abundancia para los procesos, ha sido a veces difícil mantener una provisión adecuada a las plantas, debido a problemas de tubería y bombeo a los que se añaden problemas de corrosión y proliferación de especies marinas. Actualmente se requieren unos 30,000 galones (U.S.) por minuto, que son utilizados como complemento, y es muy poca el agua recuperada. Está en desarrollo un programa para incrementar el uso de agua recuperada.

Talleres.- Para el mantenimiento de los diversos equipos, construcciones e instalaciones se cuenta con diversos talleres en los centros de operación. Se dispone de talleres de mecánica, soldadura, carpintería, pintura, mecánica pesada, mantenimiento de vehículos ligeros.

Almacenes.- El sistema de almacenes en Marcona ha sido organizado para asegurar autosuficiencia en caso de largas demoras; lo usual es de más de seis meses entre la colocación del pedido y la recepción de los materiales. Como resultado, actualmente se tiene una existencia de aproximadamente 70,000 artículos y se mantiene un inventario por valor de cerca de 12 millones de dólares.

Servicios Auxiliares.- Las facilidades de campamento para casi 20,000 habitantes se encuentran en el Puerto de San Juan, que está casi equidistante de la Mina y las instalaciones de beneficio. Las facilidades incluyen casas para personal de la compañía, hospital y servicios de agua, desagüe, gas, electricidad, etc. Además, se cuenta con colegios, iglesias y mercado de abastos. El agua potable se

trae por tubería de pozos ubicados en una zona desértica a 30 kilómetros de distancia, y la energía se obtiene por medio de conexiones de la planta térmica de San Nicolás.

II. GEOLOGIA Y MINERIA

GEOLOGIA

En una área aproximadamente de 10 km. x 15 km. están esparcidos 117 cuerpos de mineral, divididos en 103 anomalías magnéticas (en áreas probadas y áreas no probadas por perforación) y 14 ocurren sobre depósitos minados parcialmente.

Los cuerpos yacen dentro de formaciones sedimentarias y son concordantes con los estratos que los encierran.

Sobre el origen del hierro en Marcona se considera que la fuente de las soluciones mineralizantes ha sido el macizo costanero ígneo o batolito de granodiorita que mediante apófisis de dacita fué la portadora de dichas soluciones residuales de fierro (constituyentes líquidos o gaseosos formados por agua, cloro, fluor, boro, azufre, hidrógeno, nitrógeno, protóxido y bióxido de carbono y sumamente importante como fuentes de los minerales metálicos y en el orden de consolidación de un magna es lo último en cristalizar) causantes de la mineralización por un proceso de reemplazamiento metasomático, que son los cambios en la naturaleza de orden químico que en su composición sufren las rocas por la introducción de materiales metálicos que transforma la roca en un yacimiento mineral por el poder disolvente de las soluciones mineralizantes sobre las calizas, dolomitas y sedimentos calcáreos; habiéndose reemplazado toda la extensión o mejor dicho una parte considerable de estas capas formando un yacimiento que afecta la forma de la capa pre-mineral, originando una transformación por la substitución átomo a átomo de los elementos originales por otros nuevos que los desplazan ya sea por

introducirse en forma de soluciones gaseosas y acuosas o líquidas (hidrotermal) por las porosidades de la roca antigua. La proporción en que se efectuó el metasomatismo dependió de la mayor o menor porosidad y solubilidad de los sedimentos instruidos produciéndose un reemplazamiento selectivo de las facies calcáreas favorables.

En resumen el depósito es de origen primario epigenético o sea acción magmática asociada a intrusivos emplazados durante la orogénesis del Cretácico Superior con acción de soluciones calientes derivadas desde magmas intrusivos, que alteró metasomáticamente a sedimentos Paleozoicos del Carbonífero Inferior y Mesozoicos del Jurásico Medio y Superior o sea que la magnetita ocurre en horizontes favorables de una serie sedimentaria adyacentes a la faja costera cristalina.

Los minerales de formación magmática se han descompuesto en las partes superficiales por meteorización química durante los levantamientos regionales subsiguientes, por acción del agua, anhídrido carbónico y oxígeno del aire, produciéndose en general fuerte oxidación y lixiviación y dando origen a multitud de minerales en la paragénesis, explicado por reacciones químicas cuando los sulfuros de fierro (pirita, pirrotita, chalcopirita) dieron minerales secundarios acompañantes formando sulfatos ferrosos (SO_4Fe) y ácido sulfúrico (H_2SO_4), que reaccionaron nuevamente con el oxígeno peroxidándose fácilmente y pasando a sulfato férrico (SO_4)₃Fe₂ y con la adición de agua éste se hidroliza y proporciona limonita y hematitas secundarias.

Pero la parte que ahora es más interesante es el mineral original o primario compuesto de magnetita (Fe_3O_4 ó $\text{Fe}_3\text{O}_2 \cdot \text{FeO}$) o sesquióxido de Fe y protóxido de Fe, en su composición tenemos oxígeno: 27.6% y Fe: 72.4%; dureza 5.5-6.5; gravedad 5.168-5.180; zona más profunda del yacimiento y que contie-

ne las mayores reservas.

MINERIA

Los depósitos de Marcona consisten en varios cuerpos mineralizados, de los cuales cuatro son explotados en la actualidad utilizando el método convencional de tajo abierto. Típicamente el área en explotación consiste de una zona Primaria de magnetita masiva, sobre la cual yace una zona transicional de unas 30 metros de espesor, la que a su vez está cubierta por una delgada capa de hematita secundaria a la que llamamos zona oxidada. Todas las zonas mineralizadas se encuentran cubiertas por capas de roca de espesores variables. El mineral oxidado de los depósitos en operación ya ha sido completamente extraído y en la actualidad se está explotando separadamente el mineral transicional y el mineral primario; el primero sirve para alimentar las plantas de concentración gravimétricas y el segundo para alimentar las plantas de molienda y separación magnética para la producción de ~~concentrados~~ de sinterización de alta ley y de molienda fina.

La relación de desmote a mineral en los últimos años ha sido de 1.2-1.4. El material de desmote es separado como desecho y mineral de baja ley; éste último, que es una mezcla de roca con mineral, está siendo almacenado para ser tratado posteriormente.

El mineral es enviado a las chancadoras para su tratamiento antes de ser transportado por fajas a las plantas de procesamiento.

PERFORACION

El equipo de perforación consiste en 4 perforadoras eléc-

tricas Bucyrus Erie, tipo 40R que se utilizan para el desencapado y 6 perforadoras eléctricas 50R que normalmente operan para el mineral en sí. Todas hacen perforaciones de 9" de diámetro.

DISPARO

En la práctica, para los disparos se utiliza una mezcla de nitrato de amonio aluminizado y petróleo, las perforaciones se llenan utilizando un camión bomba. El mineral primario requiere normalmente una malla de perforación de 15' x 15' y mezcla de 13% de aluminio. El mineral transicional se dispara con malla de 17' x 17' y mezcla con 10% de aluminio; la remoción de roca requiere malla de 28' x 28' y mezcla sin aluminio.

CARGUIO.

El carguío del mineral se realiza con siete palas eléctricas PEH, Modelo 1600, de 6 yardas cúbicas de capacidad, y cuatro palas Modelo 2100 de 12 a 15 yardas cúbicas de capacidad. La recolección y limpieza del mineral derramado se efectúa con una pala Hongh Modelo 400 (6 yardas cúbicas). La limpieza normal se efectúa con tractores de oruga o con llantas de jebe.

ACARREO.

La flota para el acarreo del mineral está compuesto de 18 camiones WABCO Haulpack 65T, con motores de 560HP, 23 camiones eléctricos M100 Lectra Haul de 100 toneladas y motores de 700 HP y 8 camiones M100 Lectra Haul con motores de 1000 HP. Los índices de productividad son de 154 toneladas lar-

gas por hora para los Haulpack, y 233 toneladas largas por hora para los Lectra Haul de 700HP.

El mineral fracturado es transportado con los camiones a una de las dos Plantas de Chancado ubicados en el área de la Mina, en donde es reducido a un tamaño menor de 4" y almacenado en canchas, clasificando de acuerdo con su calidad.

La Planta de Chancado No. 1, está integrada por una chancadora primaria de quijadas de 66" x 84", y una chancadora secundaria de cono de 7'. El conjunto tiene una capacidad de 1000 toneladas por hora y en la cancha de almacenamiento se puede acumular 170,000 toneladas de mineral chancado.

La Planta de Chancado No.2, está integrada por una chancadora primaria de 48" x 74" con dos chancadoras secundarias de cono de 7'. La capacidad de la Planta # 2 es de 2000 toneladas largas por hora y en las canchas de almacenamiento se puede acumular 210,000 toneladas de mineral chancado.

De las canchas de almacenamiento de la mina, el mineral es transportado a las canchas de almacenamiento de San Nicolás, por un sistema de fajas transportadoras. Dicho sistema tiene 15.4 kilómetros de largo, las fajas tienen un ancho de 900 mm y la capacidad de transporte es de 2000 toneladas por hora.

III. PROPIEDADES REQUERIDAS

Los requisitos del proceso dentro del alto horno determinan las características físicas y químicas del mineral de hierro que sirve como carga principal para el horno. Ningún proceso de beneficio, independientemente de su complejidad, puede considerarse como un éxito a menos que sus productos concuerden con los requisitos del alto horno. Además, los productos beneficiados han de competir con otros materiales que contienen hierro, que pueden ser de calidad algo inferior pero de menor costo. Aún en estos tiempos, el mineral de hierro más competitivo es aquel que satisface las especificaciones "tal como sale de la mina" o con un mínimo de beneficio y que puede transportarse al mercado a un bajo costo. Esta es la clase de competencia que tendrá que enfrentar todo proceso de beneficio.

Es poco común el mineral que sale de la mina con un tamaño ideal (25 x 5 mm.) El proceso de extracción produce algunos finos de -5 milímetros y el chancado del mineral tal como sale de la mina produce aún más. Se puede eliminar los finos del mineral por medio del tamizado, luego se pueden vender los finos como material para sinterizado o se pueden moler y después aglutinarse en forma de "pélets". De todas maneras, los finos del mineral tienen un precio muy inferior en comparación con el mineral grueso, pero su utilización es necesaria, por lo general, para el desarrollo de un negocio minero rentable.

A pesar de sus ventajas, simplemente no hay suficiente mineral grueso natural de alta ley para satisfacer las necesidades de los altos hornos del mundo; ni aún la aceptación de minerales naturales de calidad inferior podría cambiar la tendencia, porque los productos beneficiados deben competir

con minerales de origen natural, los minerales de calidad inferior ahora deben competir con materiales de carga de alta calidad, como los pélets.

MINERALES DE EMBARQUE DIRECTO

Cuando el mineral tiene las características químicas adecuadas para los altos hornos, se requiere solo un beneficio de la clase mas sencilla. Frecuentemente, solo se necesita chancado y tamizado para producir fracciones listas para su embarque. Por lo general, el diagrama de flujo es sencillo y el capital necesario y los costos de operación son relativamente modestos.

La figura I es un diagrama de flujo típico para el chancado y tamizado de minerales naturales. Se venden algunos minerales de embarque directo como material sinterizado grueso, todos de menos de 10 mm. La figura II muestra como se produce uno de estos materiales en la planta de Marcóna.

TRITURACION Y MOLIENDA

La necesidad de una máxima economía en la preparación de minerales de baja ley exige una cuidadosa consideración en la selección y disposición del equipo de trituración y de molienda. La mayoría de los minerales de baja ley son resistentes y abrasivos y requieren una trituración a bajo costo y a gran velocidad. La mayoría de los chancados primarios modernos son del tipo giratorio; aunque se emplean muchas chancadoras de mandíbula, que son menos costosas para instalar. Chancadoras secundarias y terciarias son siempre del tipo cónico. Por lo general, las chancadoras

de rodillo, de martillo y de impacto han fallado al ser utilizadas para mineral de hierro, debido a costos de mantenimiento excesivos. El molino de varillas reduce el material fino de carga, a partículas de 2 a 5 mm. Si no se obtiene liberación después del tratamiento con el molino de varillas, o si se requiere material mas fino para peletización, entonces se lleva a cabo una pulverización adicional en molinos de bolas o de piedras.

El circuito que se seleccione , sea de tipo abierto o cerrado, depende en cierto grado del propósito de la molienda, es decir, si es para lograr liberación para desarrollar suficiente área de superficie para permitir la peletización. Si el objetivo de la molienda es la liberación, entonces la operación debe llevarse a cabo de tal manera que se reduzca al mínimo la molienda excesiva, y evitar así el consumo excesivo de energía. Se logra esta finalidad cerrando los circuitos de molienda ciclones o clasificadores.

CONCENTRACION

El proceso de liberación sólo prepara el mineral para su concentración. En gran medida, el método de concentración empleado dependerá del mineral y de la clase de producto deseado. Frecuentemente, se emplean combinaciones de dos o más de estos métodos para lograr una máxima recuperación del mineral.

MINERALES DE BAJA LEY

Muchos minerales de hierro requieren beneficio para mejorar su composición química y sus características físicas. El problema del beneficio de tales minerales puede expresarse en función de dos factores fundamentales:

- (a) Liberación.- El desprendimiento mutuo de partículas de mineral diferentes.
- (b) Separación.- La subdivisión de minerales liberados en dos o más productos.

El punto apropiado para lograr la liberación varía según el mineral; algunos quedan liberados en tamaños de 50 mm. o más, pero otros requieren tamaños de sólo unos cuantos micrones. Cuando una porción importante de mineral de hierro queda liberada con partículas gruesas, entonces, por lo general, es aconsejable el empleo de sistemas de chancado y tamizado complejos, aunque sean costosos, para reducir al mínimo la fracturación excesiva del mineral. Cuando el tamaño necesario para lograr la liberación es fino, se debe emplear la molienda y el chancado. La molienda es un proceso de pulverización relativamente poco selectivo y su empleo limita la posibilidad de otros métodos de beneficio. Más importante aún es el hecho que los concentrados molidos finamente requieren aglutinación antes de poder utilizarlos en forma eficaz en los altos hornos.

CLASIFICACION POR TAMAÑO

Se emplean mallas o clasificadores cuando el mineral y la roca estéril se liberan naturalmente en partículas de tamaños distintos. La figura III presenta un diagrama de flujo típico para el "mineral lavado" tal como se aplica en los campos de Mesabi desde comienzos de 1900, a minerales compuestos de partículas gruesas ricas en fierro y ganga de arena o arcilla fina. Para producir un concentrado satisfactorio bastaba con llevar a cabo una clasificación por tamaño y una concentración rudimentaria basada en diferencias de peso específico. Habían grandes pérdidas pero estas eran, en su mayor parte, de finos que no podían concentrarse por los me

dios existentes de ese entonces.

SEPARACION POR GRAVEDAD

Frecuentemente, la densidad es la diferencia más importante entre el mineral de hierro y la roca estéril o ganga común. Esta diferencia ha originado una serie de métodos de separación conocidos como "separación por gravedad".

En la práctica no se puede triturar un mineral a su tamaño de liberación sin producir, a la vez, partículas de todo tamaño.

La separación por medio de líquidos densos se basa en el empleo de un medio líquido cuya densidad sea intermedia entre la de los minerales de hierro y la de la ganga o roca estéril. El medio está relativamente en reposo, y se introduce el material de carga. Las partículas más densas caen al fondo y las más livianas flotan. Teóricamente, esta separación independiente del tamaño de las partículas. El medio es, por lo general, una suspensión de magnetita o ferrosilicio en agua que se mantiene en constante movimiento para impedir la sedimentación, se extraen y se lavan los productos "flotantes" o "fondo" en forma continua. Hay una recuperación continua del medio sólido de los productos extraídos. Luego se reconstituye el medio líquido para que tenga la densidad deseada para futuras separaciones.

En la década de 1940, fué presentado por primera vez el concentrador en espiral Humphrey; en este equipo se emplea una capa de fluido circulante y se utiliza acción centrífuga para mejorar la separación. El equipo es compacto y tan sencillo que un hombre puede cuidar baterías de espirales.

En Marcona, se combinan varios métodos de separación por gra

vedad y se aplica el diagrama de flujo más adecuado para cada fracción del mineral que se trata.

CONCENTRACION MAGNETICA

Cuando la mayor parte del mineral está constituido por magnetita, la separación magnética es el tratamiento indicado para una concentración de alta eficiencia. Instalaciones gigantescas para beneficio y peletización han sido construidas donde existen grandes depósitos de magnetita de baja Ley. Algunas minas realizan esta operación por medio de separación magnética en seco mientras que otras emplean el proceso en húmedo. Sea cual fuera el diagrama de flujo empleado, sigue siendo igual la finalidad, es decir, realizar la preconcentración del mineral de hierro y así reducir la cantidad de material que requiere una molienda fina costosa.

Debido a que la separación magnética se basa en una propiedad intrínseca del mineral, la reacción de la partícula de mineral en el campo magnético está en función del peso relativo del contenido de magnetita y de nada más. El tamaño de las partículas no influye en la efectividad de la separación magnética a no ser que lleguen a un tamaño tan grande que el campo magnético no pueda sostenerlas, o si son tan pequeñas que las fuerzas de arrastre del aire o agua superan la fuerza del campo magnético.

FLOW SHEET DE UNA TIPICA PLANTA DE CHANCADO Y ZARANDEO PARA MINERAL NATURAL

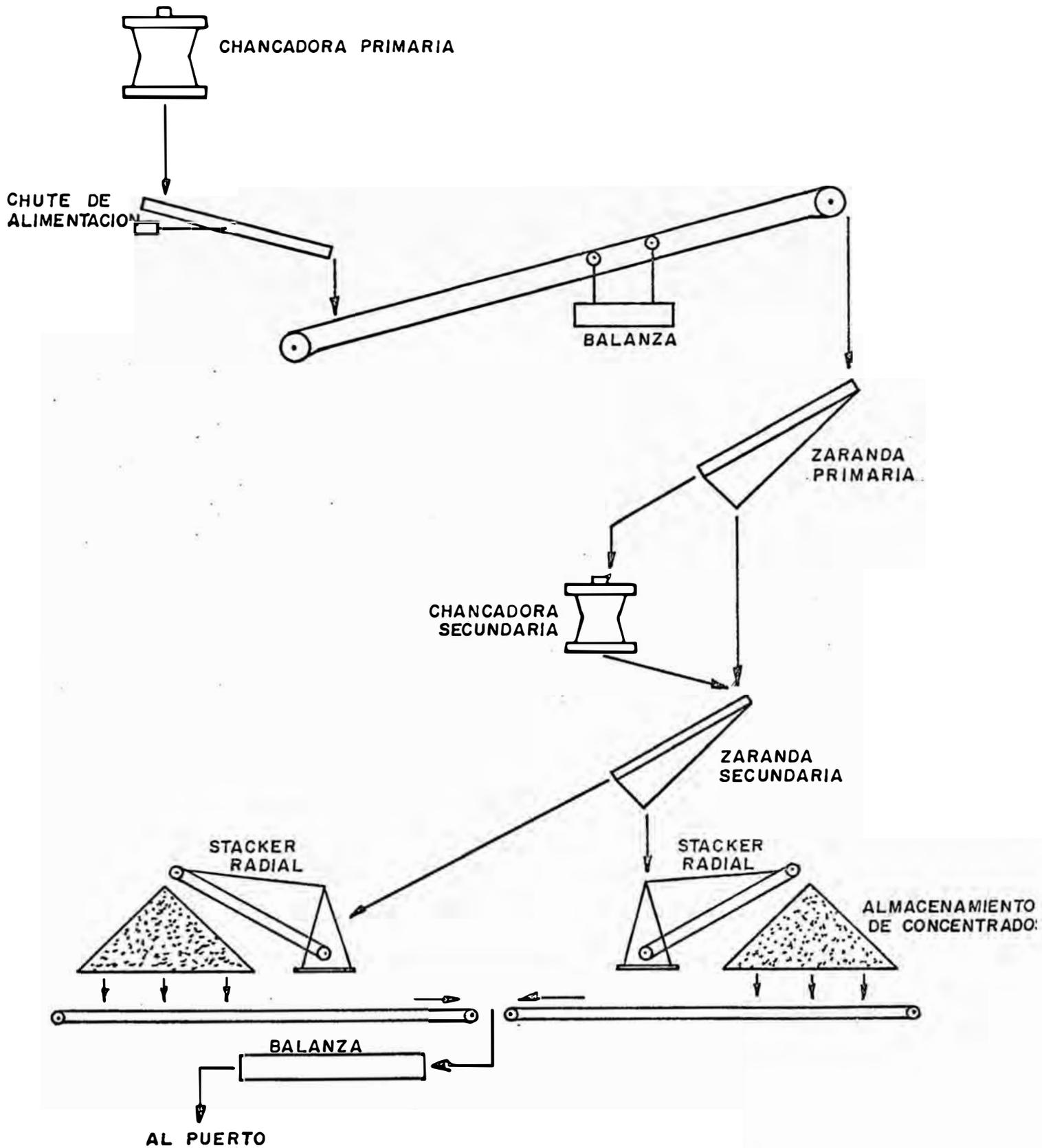


FIG. I

PRODUCCION DE MINERAL DE EMBARQUE DIRECTO EN MARCONA

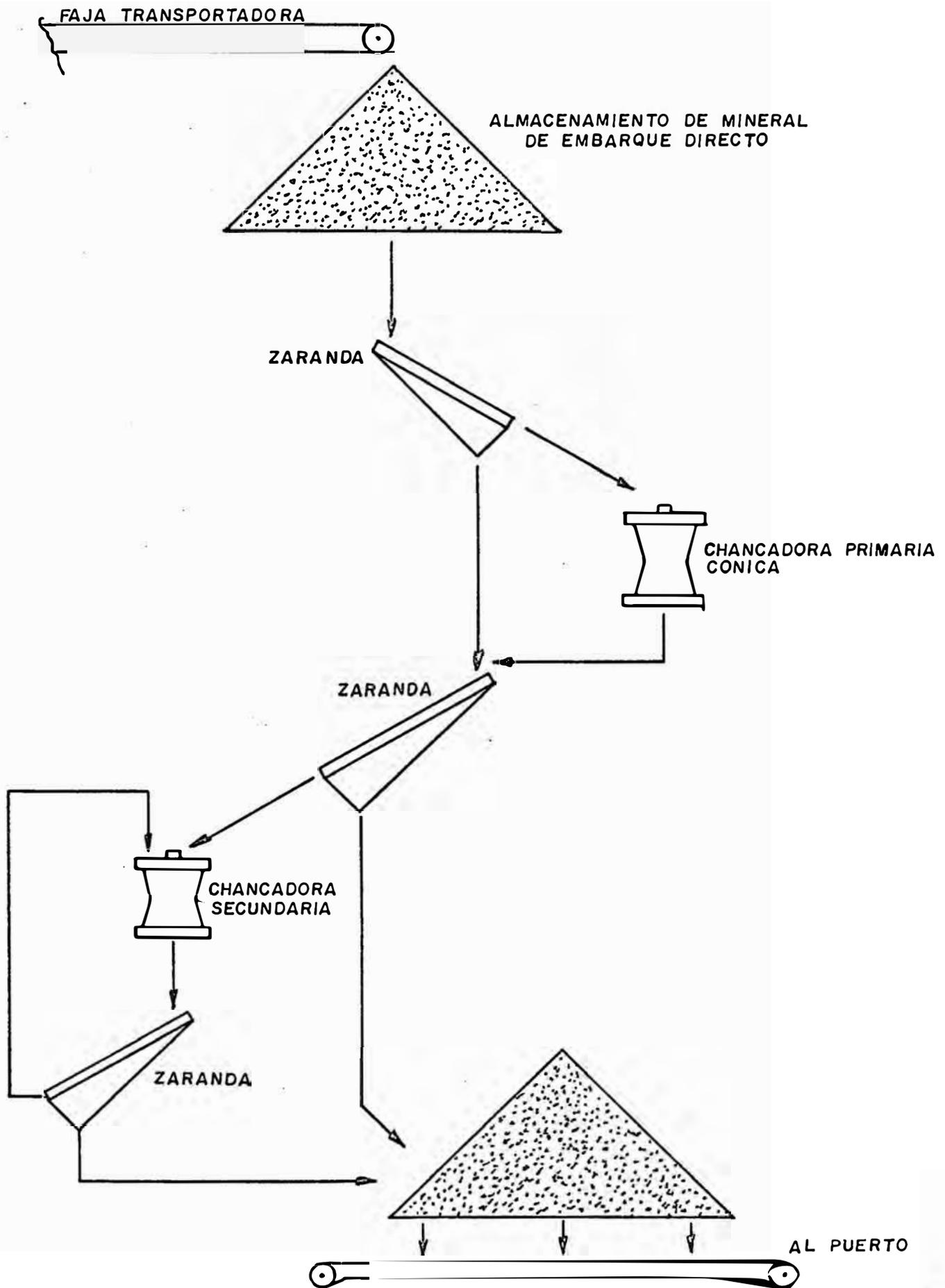


FIG. II

FLOW SHEET DE UNA PLANTA TIPICA DE LAVADO

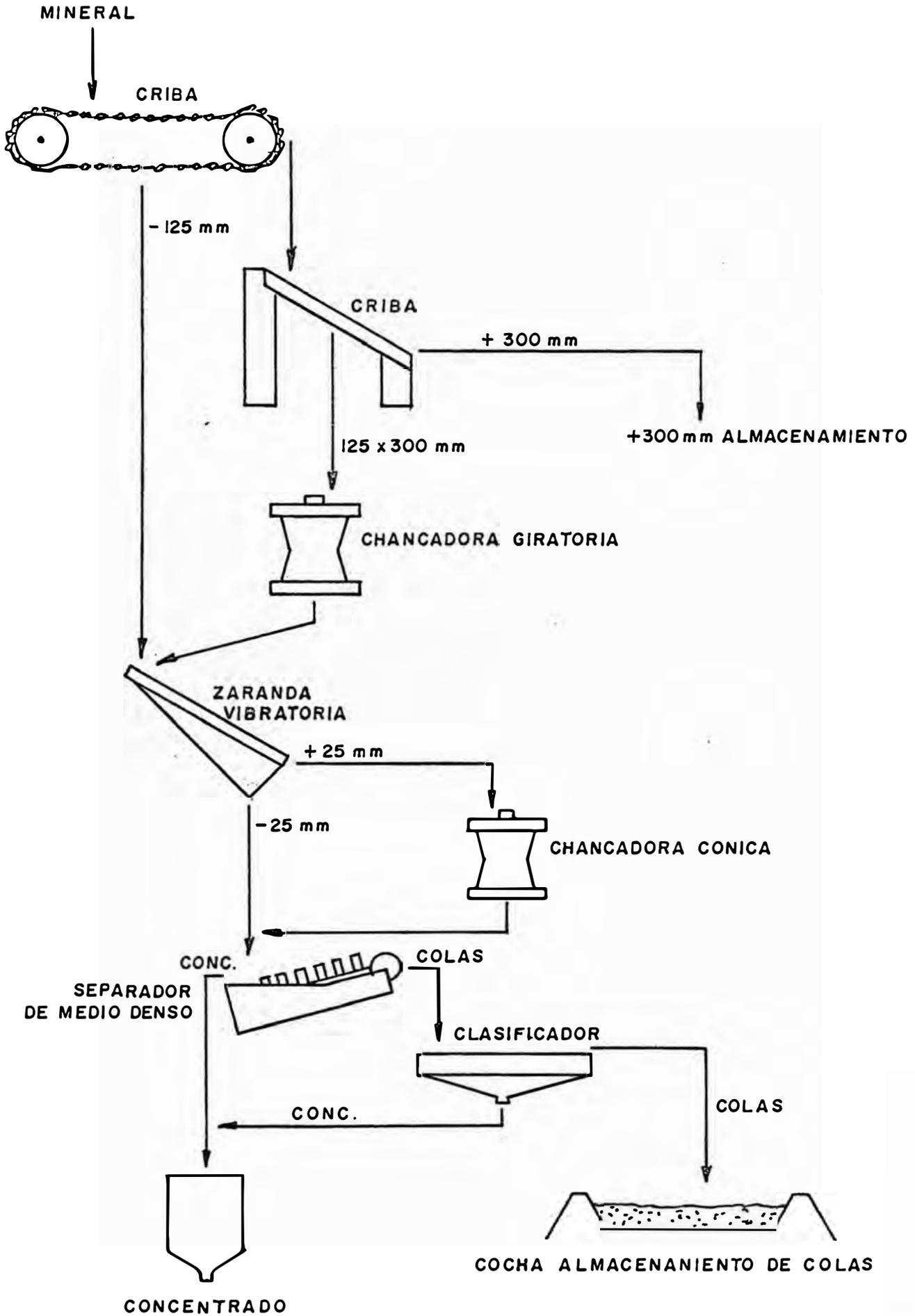


FIG. III

IV. CONCENTRACION GRAVIMETRICA DE MINERALES DE

HIERRO EN MARCONA

MINERALES PARA CONCENTRACION GRAVIMETRICA

Los minerales a tratar son de baja ley en hierro, una mezcla de hematita, magnetita, limonita, con impurezas tales como actinolita, sulfatos y rocas. La hematita existe en mayor porcentaje.

El mineral que llega de la mina a las plantas de beneficio tiene como máximo 4" de tamaño. Las chancadoras tienen que reducirlo a $-3/8"$, que es el tamaño apropiado para lograr la liberación del mineral.

CHANCADO

El circuito de chancado comprende: una zaranda de varillas de 5' x 10' Nordberg Symons de $3/8"$ de abertura. El material menor de $3/8"$ pasa a una faja que descarga directamente a los silos de almacenaje; mientras que la parte más gruesa $+3/8"$ entra a la chancadora cónica Symons Short Head de 5 1/2' que trabaja con una abertura de $1/2"$. El producto obtenido se descarga sobre una faja, y es enviado a dos zarandas de varillas 5' x 12' Nordberg Symons, de $1/4"$ de abertura. El material menor de $1/4"$ pasa por una faja directamente a los silos de almacenaje, mientras que la parte más gruesa $+1/4"$ pasa a una faja que lo conduce a la chancadora cónica Symons Short Head de 7' que trabaja con una abertura de $3/16"$.

El producto obtenido, se descarga sobre una faja, que es enviado dos zarandas de varillas 5' x 10' Nordberg Symons de $1/4"$ de abertura, el material menor de $-1/4"$ pasa a una faja que descarga a los silos de almacenaje, mientras que la parte más gruesa $+1/4"$ pasa a una faja que los conduce

nuevamente a la chancadora cónica Symons Short Head de 7' que trabaja con una abertura de 3/16", de esta manera se cierra el circuito.

La alimentación horaria a las chancadoras es de 450 toneladas largas por horas.

Los silos de almacenaje son de construcción de **planchas** de fierro con una capacidad de 2000 toneladas cada uno, son en total tres. La Fig.IV muestra el diagrama de este circuito, y la Fig.V nos muestra el de la planta de concentración por gravedad.

El equipo de concentración comprende:

- 1.- Zarandas clasificadoras en húmedo
- 2.- Planta de medio denso.
- 3.- Planta de finos que a su vez comprende:
 - a.- Separadores magnéticos.
 - b.- Clasificadores hidráulicos (jigs)
 - c.- Espirales.

1.- Zarandas Clasificadoras en Húmedo.

El material proveniente de los silos va directo a la zaranda clasificadora en húmedo, antes de entrar a esta, en proporción de I a I, para formar la pulpa; la zaranda vibratoria usa mallas de 1/4" de abertura en la primera parrilla y en la segunda parrilla mallas de 1/8"; el material alimenta a la zaranda en la proporción: 5.0% + 3/8" y 95.0% de - 3/8". Todo el material -3/8 + 1/8" descarga a una faja con polea magnética, el material magnético pasa directamente al stock de concentrado; y la parte no magnética pasa directamente al separador de medio denso. El material de -1/8" que pasa a través de la malla descarga a una

bomba, para su concentración en la planta de finos.

2.- Planta de Medio Denso.

La separación por medio denso, está basada en el empleo de un medio líquido cuya densidad sea intermedia entre la de los dos minerales de fierro y la de la roca estéril. El material ($-3/8'' + 1/8''$) de tamaño entra por un lado del separador de espiral Akins de 72" y 200 toneladas por hora, también al mismo tiempo entra un caudal de pulpa formada por una suspensión de magnética, de gravedad específica entre 2.8 a 2.9. El "Float" constituido por las colas sale por el rebose del separador en el lado opuesto, mientras el concentrado o "SINK" es arrastrado a la parte superior del separador por acción del espiral. Cada uno de los productos es descargado a zarandas desaguadoras horizontales 5' x 20' HEWITT-ROBINS, usando mallas de 2 mm de abertura, para recuperar el medio a 2.8, para obtener un concentrado de 61.5% de fierro. La tabla No. 1 nos muestra el balance metalúrgico.

3.- Planta de Finos.

El material de $-1/8''$ que pasa por la zaranda clasificadora, descarga directamente a una bomba de arena Denver 10" x 8", para ser impulsado al distribuidor, que alimenta a cuatro grupos de separadores magnéticos de imán permanente, que tiene una intensidad magnética de 580 gauss de 2" de distancia. El concentrado magnético obtenido, va directamente a una zaranda desaguadora Allis Chalmers de 5' x 10' se usa malla de 1/2 mm. de abertura para eliminar más o menos de 90% de agua y este concentrado, es descargado a una faja transportadora que va a la cancha de almacenaje de producto. Este concentrado se denomina SNG magnético.

El material no magnético pasa por gravedad directo a unas zarandas tipo DSM fijas estas usan mallas de 1.5mm. (20 Mesh) el material grueso +20 Mesh de la zaranda DSM es tratado en Jigs tipo Yuba de 8 celdas de 42" x 42" para producir un concentrado pesado y un relave final. El material fino menos 20 M de la zaranda DSM es cicloneado y los gruesos de los ciclones se tratan en espiral Humphrey de 24" y 5 vueltas. Los 48 espirales primarios hacen un relave final y un concentrado que es llevado a 24 espirales secundarios para producir un concentrado final.

Los concentrados producidos por jigs y espirales pasan a las zarandas desaguadoras de 1/2 mm. de abertura, donde el producto concentrado, sale con 10.0% á 12.0% de humedad, que es conducido por medio de fajas transportadoras a los stocks de producto terminado, a este tipo de concentrado se le denomina SNG Normal.

El equipo de concentración comprende:

Los Jigs tipo Yuba operan a 200 golpes por minuto y de 1" de amplitud, producen un concentrado con 62.3% de Fe.

Las características son:

- 1.- Las celdas están construídas de plancha de fierro.
- 2.- La malla es cuadrada de acero inoxidable, posición fija.
- 3.- Encima de la malla lleva un lecho de billas de fierro de construcción de 3/8"Ø x 1/4" de fabricación nacional.
- 4.- Cada celda lleva una carga de billas de 300 libras.
- 5.- Cantidad de agua por celda 120 galones por minuto.
- 6.- Motor reductor 3 HP.
- 7.- En la parte inferior a un lado de la celda tiene una entrada de agua de 2 1/2"Ø.

- 8.- En la segunda, tercera y cuarta celda al centro de cada una lleva un tubo de 10" de \emptyset por 7" de alto sostenidos con pernos. Dentro de este tubo está otro de 5" de \emptyset , posición fija y este a su vez lleva otro de 4" de \emptyset x 8" de largo de acero inoxidable en la parte interior, movable, que facilita regular la cantidad y calidad de concentrado de cama que produce cada celda.
- 9.- La capacidad de jig Yuba, varía de 25 á 60 toneladas por hora en la alimentación, según el tamaño del mineral a tratar.

ESPIRALES

La pulpa (material de -20M) que pasa a través de las zarrandas D.S.M. pasan a 8 ciclones Krebs, para separar las lamas, espesando así la pulpa de 15 a 20% de sólidos para ser concentrado por espirales Humphrey. La pulpa es bombeada a un distribuidor el cual alimenta al primer grupo de espirales de cinco vueltas, estos tienen forma de un canal y una sección transversal curva, la pulpa al descender por el canal y una combinación de fuerzas produce un efecto de doble remolino, los granos de material de tamaño pequeño y de mayor densidad siguen directamente la corriente principal y se acumulan en el fondo y por las aberturas que tiene el espiral (succión) descargan a un tubo central colector de concentrado (primario) y el material en suspensión en el agua de lavado sigue por el borde periférico exterior del espiral y descarga como relave. El concentrado del primer grupo es de 56.0% de Fe como promedio,, y luego pasa al segundo grupo de espirales donde se concentra hasta alcanzar 61% de Fe.

Durante la operación de los espirales se debe controlar:

- a) Porcentaje de sólidos en la alimentación, que sea constante en todos los espirales, agua de dilución y lavado.
- b) Las aberturas de las compuertas para descargar el concentrado a los tubos colectores, que no estén obstruidos.

El mantenimiento de los espirales es sencillo y su costo es reducido. La tabla No. 2, nos muestra un balance metalúrgico para el mineral de Marcona.

TABLA No. 1CONCENTRACION POR MEDIO DENSOBALANCE METALURGICO

<u>Zaranda Clasificadora</u>	<u>Ton.Hr.</u>	<u>% Peso</u>	<u>Análisis Químicos</u>		
			<u>% Fe</u>	<u>% S</u>	<u>% Cu</u>
Alimentación	426.0	100.0	54.9	1.223	0.056
1ra. parrilla + 1/4"	100.0	23.5	53.7	1.155	0.045
2da. parrilla + 1/8"	76.0	17.8	54.1	1.368	0.046
Finos -1/8"	250.0	58.7	55.7	1.206	0.063
<u>Planta H.M.S.</u>	176.0	41.3	53.9	1.246	0.046
Concentrado cobbing	21.7	5.1	61.6	1.256	0.046
Alimentación HMS	154,3	36.2	52.8	1.244	0.046
Concentrado HMS	119.3	28.0	61.5	1.387	0.040
Relave HMS	35.0	8.2	22.9	0.755	0.064

TABLA No. 2PLANTA DE FINOSBALANCE METALURGICO

<u>Planta de Finos</u>	<u>Ton.Hr.</u>	<u>% Peso</u>	<u>Análisis Químico</u>		
			<u>% Fe</u>	<u>% S</u>	<u>% Cu</u>
Alimentación	250.0	58.7	55.7	1.206	0.063
Concentrado magn.	63.9	15.0	64.6	0.663	0.056
No magn.aliment.a DSM	186.1	43.7	52.7	1.393	0.066
+20M aliment.a Jigs	118.8	27.9	55.5	1.160	0.059
Concentrado Jigs	91.5	21.5	62.3	1.065	0.056
Relave Jigs	27.3	6.4	32.6	1.479	0.069
-20M (8 ciclones)	67.3	15.8	47.7	1.805	0.078
8 ciclones pulpa	43.5	10.2	54.1	1.642	0.068
8 ciclones relave	23.8	5.6	36.0	2.102	0.096
Alimentación espirales	52.0	12.2	53.4	1.663	0.078
Relave espirales	12.8	3.0	34.2	2.567	0.130
Concentrado primario	39.2	9.2	59.6	1.368	0.060
Concentrado secundario	30.7	7.2	62.4	1,256	0.042
Concentrado middling	8.5	2.0	49.7	1.672	0.126

MINERAL DE TRANSICION

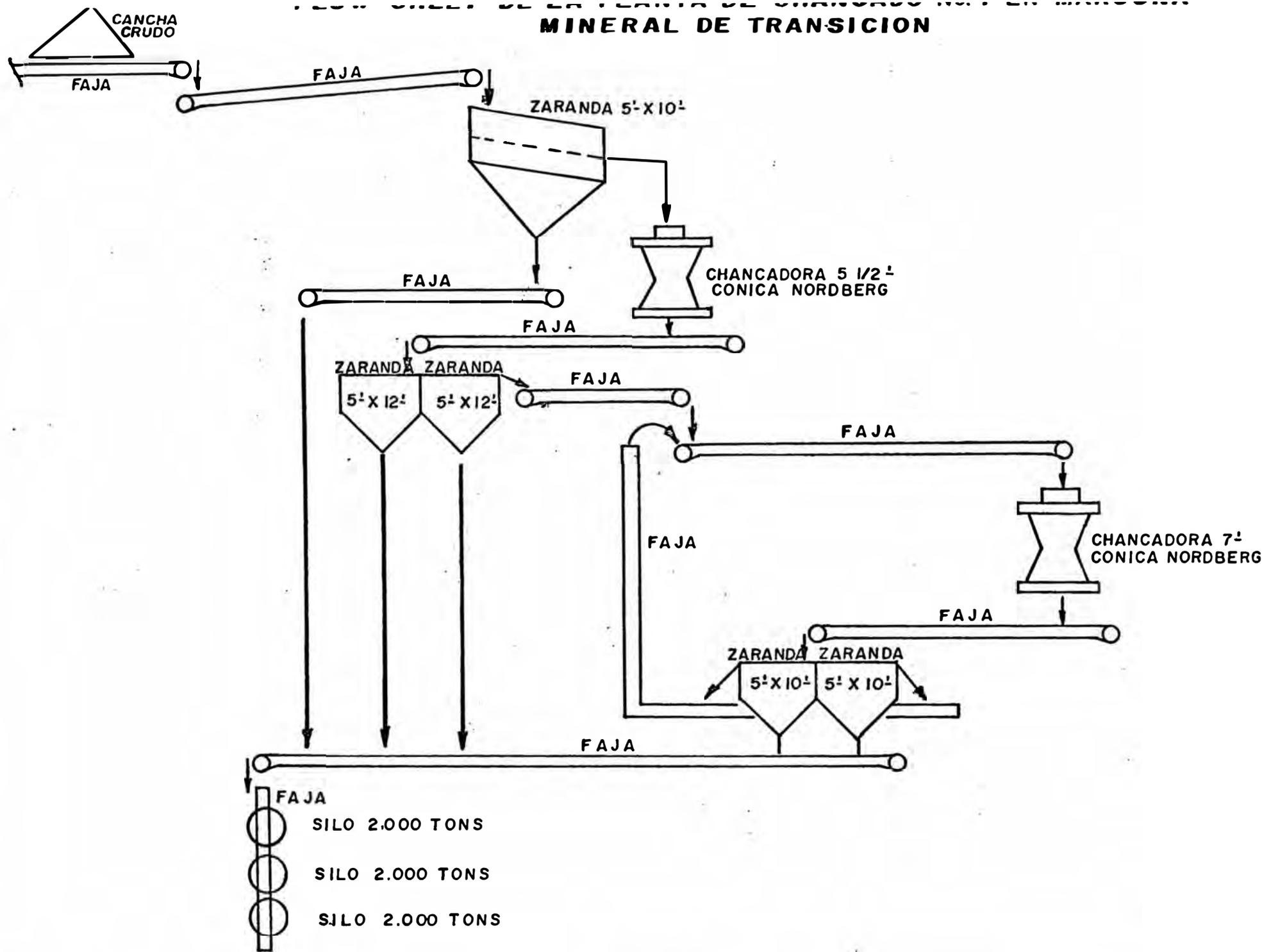


FIG. IV

FLOW SHEET DE LA PLANTA DE CONCENTRACION POR GRAVEDAD EN MARCONA

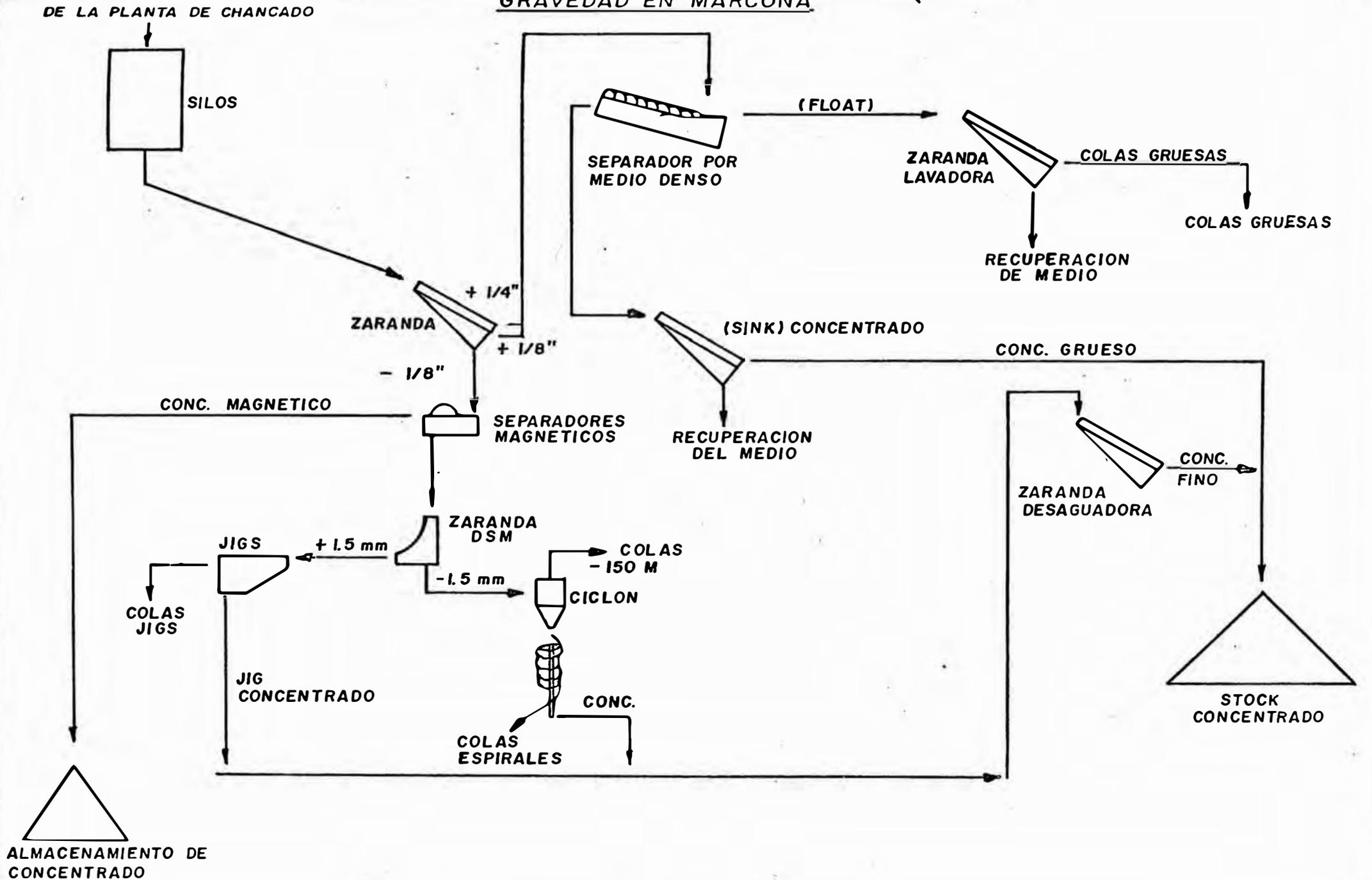


FIG. V

V. PLANTA DE CONCENTRACION MAGNETICA

DESCRIPCION Y OPERACION.

La planta de concentración magnética trata mineral primario chancado a tamaño menos 3/4" para producir dos productos básicos: concentrado de sinterización de alta ley y concentrado magnético de molienda fina, como se muestra en el diagrama de flujo de la Fig.VI. La planta consta de 8 líneas de molienda de los cuales 4 son utilizadas para producir concentrado de sinterización de alta ley y concentrado de molienda fina y las otras 4 son utilizadas únicamente para molienda fina. Para la producción del concentrado de sinterización de alta ley, el mineral de los silos es molido en 4 molinos de barras de 10'-8"dia.x 16'(700 HP) y luego es cicloneado. El producto grueso de ciclones es concentrado en 8 separadores magnéticos de 30" Ø x 72" de triple tambor.

Los separadores magnéticos producen un relave final y un concentrado con 65% de Fe y 1.5% de S, que es desaguado en clasificadores de espirales y zarandas. Algunos contratos exigen que el azufre sea mas bajo y esto se consigue zaran- deando el grueso de ciclones en 2 zarandas Derrich de 4' x 8' por cada molino de barras, a mallas de 20M antes de con- centrar los finos de menos de 20M por separación magnética. La pirita es eliminada del concentrado magnético por flota- ción en 2 líneas de 8 celdas Agitair de 40 pies cúbicos ca- da una. Se usa flotación a xantatos simple y el producto es reducido a menos de 1.0% de S. El Desaguado se hace de la misma forma que para el concentrado normal. El concen- trado normal es el componente principal para la mezcla de concentrado de alta ley para sinterizado y se almacena se- paradamente en una cancha cuya capacidad total es de 325,000

toneladas largas. Los finos de ciclón se desaguan en dos separadores magnéticos de un tambor y se une con el material grueso de zarandas Derrick antes de ser sometido a separación magnética tipo "Cobbing". Este concentrado es vuelto a moler a una estructura adecuadas para pélets (65% menos 325M y 1350 gr/cm² de superficie específica) en tres molinos de bolas de 10'-8"dia.x22"(1250 HP cada uno) y un molino de bolas de 14'dia.x 41'(4000 HP). Cada molino de bolas tiene dos separadores magnéticos "cobbers" de un tambor de 30"dia.x 72" para los molinos pequeños y de dos tambores de 36"dia.x 96" para el molino grande.

La magnetita finamente molida es concentrada en catorce separadores magnéticos con tambores de 30"dia.x 72": dos unidades de tres tambores para cada molino chico y ocho unidades de doble tambor para el molino grande. El concentrado magnético es sometido a flotación por xantato para la remoción de sulfuros. en dos bancos paralelos de diez celdas de flotación Agitair de 100 pies cúbicos. Empezando con 900 toneladas largas secas por hora de mineral con 50% Fe, 3% S, las cuatro primeras líneas de la planta magnética producen unas 400 toneladas largas secas por hora de concentrado para sinterización de alta ley, con 65% Fe y 1.5% S, y 255 toneladas largas secas por hora de concentrado de molienda fina para pélets, con 69% Fe y .25% de S. Cuando se utiliza el circuito de flotación de molienda gruesa, el azufre en el concentrado de alta ley para sinterización es reducido a menos de una por ciento. El concentrado final de molienda fina es bombeado a los espesadores, de los cuales es transferido a las pozas de lodos Marconaflo o es filtrado a 8.5% de humedad y puede ser almacenado en una cancha de 100,000 toneladas largas para su posterior embarque como concentrado de filtros o para ser utilizado como material para la planta pélets.

Las otras cuatro líneas de la planta son mas nuevas y ofre-

cen más ventajas económicas por el tamaño de molino. Cada una de estas líneas consta de un molino de barras de 10' -8" dia. x 16' seguido de dos separadores magnéticos tipo "cobber" de doble tambor de 30" dia. x 96", y un molino de bolas de 14' dia. x 41' para la remolienda para peletización. Los molinos de bolas son de los mas grandes utilizados en la industria del hierro. El producto de cada molino de bolas es concentrado en cinco separadores magnéticos de triple tambor de 30" dia. x 72". Los sulfuros de hierro se eliminan de los concentrados magnéticos de las líneas 5 y 6 por flotación de dos bancos paralelos de diez celdas de 100 pies cúbicos. Las líneas 7 y 8 tienen el mismo tipo de celdas pero cuatro bancos en paralelo. Actualmente las líneas 7 y 8 están siendo operadas en circuito de molienda en serie para lograr un producto para concentración magnética y flotación a molienda más gruesa (40% menos 325 M) en vez de lo normal de 65% menos 325 M. Se ha podido notar que esta molienda más gruesa ayuda en la remoción por flotación de la pirrotita, que en ocasiones se encuentra en el mineral de Marcona y que ha creado un serio problema en cuanto a alcanzar los límites de azufre permitidos en productos de molienda fina para embarque y material para la planta de pélets.

Después del tratamiento para eliminación de pirrotita, el concentrado mas grueso es remolido en el segundo molino del circuito en serie al tamaño más fino requerido para peletización. Los materiales de las líneas 5-8 son bombeadas a las plantas de filtros para luego alimentar la planta de peletización. La producción de molienda fina de estas líneas es más o menos 550 toneladas largas secas por hora de concentrado de 69% Fe y 1350 de Superficie Específica, obtenidas utilizando 800 toneladas largas secas por hora de mineral primario crudo. El promedio de azufre es de 0.25%, pero en ocasiones puede aceptarse 0.35%, o algo más alto, co-

mo material para pélets pero sacrificando en esos casos algo de la producción y calidad de los pélets.

Las tablas 3, 4 y 5 muestran los análisis de mallas y análisis químicos para las líneas de molienda que operan en la planta magnética.

La recuperación en los cobbbers y finishers concentrado, lo mismo que las Superficie Específicas lo tenemos en la tabla No. 6.

T A B L A No. 3

MOLINOS DE BARRAS DE MOLIENDA GRUESA - ANALISIS DE MALLAS Y QUIMICO

Anal, de Mallas	Alim. a Molinos		Descarga de Molinos							Distribución	
	<u>%</u> Peso	<u>%</u> Acum.	<u>%</u> Peso	<u>%</u> Acum.	<u>%</u> Fe.	<u>%</u> S.	<u>%</u> Cu.	<u>%</u> Fe	<u>%</u> Mag.	<u>%</u> Fe Total	<u>%</u> Fe Mag.
+3/4"	10.7	.									
+1/2"	14.0	24.7									
+3/8"	8.4	33.1									
+1/4	9.3	42.4									
+ 4M	4.0	46.4									
+ 6M	4.8	51.2	0.0								
+ 8M	3.6	54.8	0.1								
+ 10M	3.2	58.0	0.6	0.7							
+ 14M	2.5	60.5	1.9	2.6	33.5	3.016	.060	27.5	1.7	1.6	
+ 20M	2.6	63.1	4.7	7.3	37.6	3.840	.060	31.1	3.5	3.2	
+ 28M	2.5	65.6	7.2	14.5	42.5	4.560	.058	35.0	6.0	5.6	
+ 35M	2.6	68.2	7.5	22.0	46.9	5.000	.064	39.9	6.9	6.6	
+ 48M	3.0	71.2	8.0	30.0	51.3	4.810	.068	45.1	8.8	8.0	
+ 65M	2.9	74.1	8.4	38.4	54.1	4.650	.068	48.4	9.0	9.0	
+100M	3.7	77.8	8.6	47.0	57.6	3.830	.064	52.9	9.8	10.1	
+150M	3.4	81.2	7.8	54.8	59.7	3.170	.060	55.8	9.2	9.6	
+200M	4.1	85.3	9.7	64.5	61.6	2.580	.060	58.1	11.8	12.5	
+325M	4.2	89.5	10.0	74.5	61.6	2.120	.060	58.8	12.1	12.9	
-325M	<u>10.5</u>		<u>25.5</u>		<u>43.7</u>	<u>1.970</u>	<u>.092</u>	<u>37.1</u>	<u>21.9</u>	<u>20.9</u>	
TOTAL	100.0		100.0		50.8	3.279	.067	45.2	100.0	100.0	

	<u>KWH</u>	<u>Ton. Larga xHr.</u>	<u>Work Index (Bond)</u>
4 Molinos de Barras	1'516,940	773	7.11

TABLA No. 4

MOLINOS DE BARRAS DE MOLIENDA FINA - LINEAS 5 y 6

Anal. de Mallas	ALIM. A MOLINOS					DESCARGA DE MOLINOS				
	% Peso	% Acum.	% Peso	% Acum.	% Fe	% S	% Cu	% Fe Mag.	% Distribución Fe Total Fe Mag.	
+3/4"	10.4									
+1/2"	13.5	23.9								
+3/8"	9.0	32.9								
+1/4"	9.9	42.8								
+ 4M	6.0	48.8								
+ 6M	5.4	54.2	0.1							
+ 8M	3.5	57.7	0.1	0.2						
+ 10M	3.0	60.7	1.0	1.2	32.9	1.850	.036	26.5	0.8	0.7
+ 14.M	2.6	63.3	2.2	3.4	33.6	2.490	.032	26.1	1.5	1.3
+ 20M	2.4	65.7	5.8	9.2	37.8	3.050	.044	30.6	4.3	4.0
+ 28M	2.4	68.1	6.1	15.3	41.1	3.950	.072	33.1	5.0	4.5
+ 35M	2.3	70.4	7.4	22.7	44.8	4.500	.068	37.1	6.5	6.2
+ 48M	3.0	73.4	8.6	31.3	49.8	4.660	.084	41.8	8.5	8.1
+ 65M	2.7	76.1	8.4	39.7	54.1	4.361	.084	47.4	9.0	9.0
+100M	3.4	79.5	9.9	49.6	57.0	3.618	.076	51.1	11.1	11.4
+150M	3.3	82.8	7.7	57.3	58.8	3.168	.064	52.6	8.9	9.1
+200M	4.0	86.8	9.6	66.9	62.2	2.477	.052	58.8	11.8	12.8
+325M	4.2	91.0	10.1	77.0	61.9	2.115	.044	58.5	12.3	13.3
-325M	9.0		23.0		44.6	2.157	.088	37.7	20.3	19.6
TOTAL	100.0		100.0		50.6	3.144	.070	44.3	100.0	100.0

36

	<u>KWH</u>	<u>Ton. Larga x Hr.</u>	<u>Work Index (Bond)</u>
2 Molinos de Barras	486,470	370	7.04

TABLA No. 5

MOLINOS DE BOLAS PARA MOLIENDA FINA

Anal. de Mallas	<u>MOLINO DE BOLAS # 1</u>				<u>MOLINOS DE BOLAS # 2-3-4</u>				<u>MOLINOS DE BOLAS # 5-6</u>			
	<u>Alimentación</u>		<u>Descarga</u>		<u>Alimentación</u>		<u>Descarga</u>		<u>Alimentación</u>		<u>Descarga</u>	
	<u>% Peso</u>	<u>% Acum.</u>	<u>% Peso</u>	<u>% Acum.</u>	<u>% Peso</u>	<u>% Acum.</u>	<u>% Peso</u>	<u>% Acum.</u>	<u>% Peso</u>	<u>% Acum.</u>	<u>% Peso</u>	<u>% Acum.</u>
+ 10M	0.8	.			2.0				0.7			
+ 14M	2.0	2.8			3.1	5.1			1.7	2.4		
+ 20M	3.7	6.5	0.1		4.4	9.5			3.7	6.1	0.1	
+ 28M	6.2	12.7	0.1	0.2	4.9	14.4	0.2		6.4	12.5	0.2	0.3
+ 35M	7.5	20.2	0.1	0.3	4.8	19.2	0.1	0.3	7.7	20.2	0.2	0.5
+ 48M	9.9	30.1	0.2	0.5	6.1	25.3	0.3	0.6	10.2	30.4	0.7	1.2
+ 65M	9.0	39.1	0.7	1.2	5.7	31.0	0.9	1.5	9.8	40.2	1.8	3.0
+100M	10.3	49.4	2.2	3.4	6.8	37.8	2.4	3.9	10.9	51.1	3.9	6.9
+150M	14.7	64.1	9.3	12.7	19.7	57.5	6.7	10.6	19.0	70.1	9.7	16.6
+200M	9.9	74.0	8.8	21.5	9.5	67.0	15.8	26.4	9.0	79.1	15.7	32.3
+325M	5.8	79.8	11.0	32.5	4.8	71.8	9.8	36.2	3.9	83.0	10.5	42.8
-325M	<u>20.2</u>		<u>67.5</u>		<u>28.2</u>		<u>63.8</u>		<u>17.0</u>		<u>57.2</u>	
TOTAL	100.0		100.0		100.0		100.0		100.0		100.0	

	<u>KWH</u>	<u>Ton. Larga x Hr.</u>	<u>Work Index (Bond)</u>
Molinos de Bolas # 1	369,600	138	21.1
Molinos de Bolas # 2-3-4	2'273,740	165	29.7
Molinos de Bolas # 5-6	2'879,120	342	32.1

TABLA No. 6COBBERS Y CONCENTRADO FINISHERPLANTA MAGNETICA

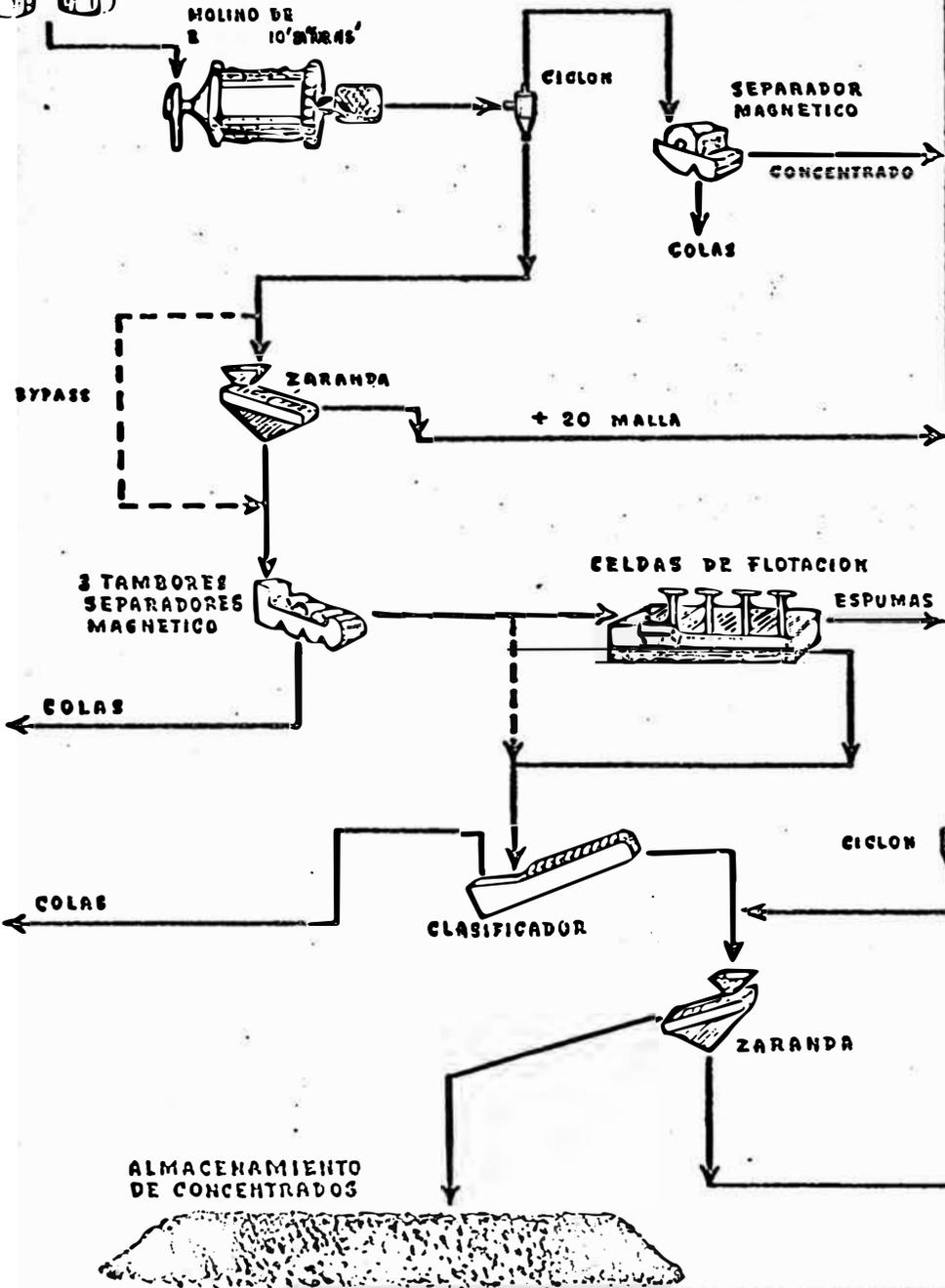
	% Fe Analizado			% Peso Re- cuperación
	Alimentación	Concentrado	Colas	
Cobbers Líneas 1-4	48.0	62.0	13.4	71.2
Cobbers Líneas 5-6	50.4	60.6	15.0	77.6
Cobbers Líneas 7-8	51.0	62.4	14.1	76.4
Finisher Líneas 1-4	62.0	68.9	15.3	87.1
Finisher Líneas 5-6	60.6	68.3	14.1	85.8
Finisher Líneas 7-8	62.4	68.3	15.9	88.7

SUPERFICIE ESPECIFICA

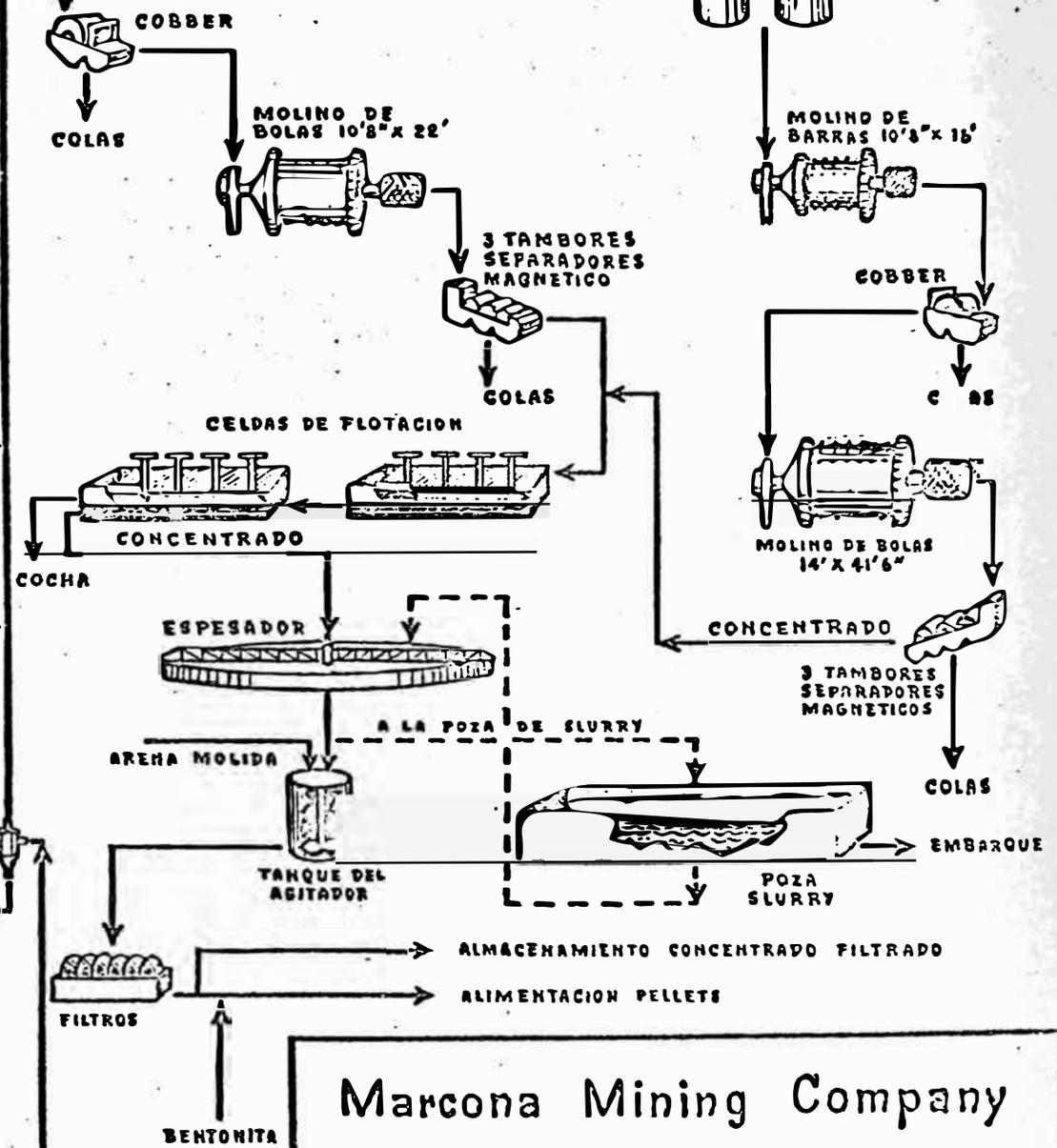
	<u>Blaine Index gr./cm.2</u>
Finisher concentrado líneas 1-4	1430
Finisher concentrado líneas 5-6	1390
Finisher concentrado líneas 7-8	1385

MINERAL PRIMARIO

ALIMENTACION S N K SINTER



ALIMENTACION DE PELLETS



Marcona Mining Company
 PLANTA DE CONCENTRACION
 MAGNETICA

FIG. VI

VI. PLANTA DE FLOTACION

HISTORIA

Durante los años de 1966 y 1967, el contenido de azufre pirítico en los minerales primarios de las minas gradualmente aumentó de 1.5 á 2.5 por ciento.

Los indicios señalaban que finalmente el contenido de azufre pirítico en los minerales crudos promediaría cerca de 3 por ciento.

El gradual aumento del azufre en los minerales se reflejó en el incremento casi proporcional del contenido de azufre en el concentrado para pélets. Un inicial de 0.3 por ciento de azufre llegó hasta un promedio de 0.6 por ciento. El aumento del contenido de azufre en bolas verdes fué seguido por el aumento del contenido de magnetita, expresado como FeO , en los pélets quemados.

Con el aumento de FeO en los pélets quemados, las cualidades de los pélets tales como el índice de Tumble y la resistencia a la compresión empezaron a disminuir; esto condujo a sospechar que el azufre podía ser una variable de operación importante.

Para determinar el efecto que el azufre pirítico tiene sobre la peletización y la calidad de los pélets, se efectuó un estudio de los datos de operación del año 1967. Los resultados del estudio están compendiados gráficamente en el gráfico I e indican que los variables que tienen el mayor efecto sobre el nivel de FeO en los pélets quemados son:

- a) El tonelaje de producción horaria.
- b) El contenido de azufre en bolas verdes.

Para una operación lucrativa, la producción ha de ser mantenida al más alto nivel posible, por consiguiente, la solución era bajar el contenido de azufre.

Una de las posibilidades era modificar el perfil térmico del horno de peletización permitiendo la oxidación y eliminación total del azufre, sin interferir con el proceso de oxidación de la magnetita a hematita y la recristalización y crecimiento de grano de la hematita.

Los extensos estudios y pruebas realizadas a escala de planta nos llevaron a la conclusión que para poder operar con un concentrado para pélets con 0.6 por ciento de azufre, el horno de peletización y el equipo auxiliar debían duplicarse de tamaño.

Esta consideración fue abandonada; primero porque requería una gran inversión de capital, prolongadas demoras en la recepción de equipos y segundo el tiempo y costosas modificaciones en las instalaciones existentes. De todos estos estudios se llegó a la conclusión que el azufre en el concentrado para pélets debía eliminarse antes de la formación de bolas verdes y se empezó a investigar en el laboratorio la flotación de los sulfuros.

INVESTIGACIONES EN LABORATORIO.

Las primeras pruebas dieron resultados muy promisorios y también el trabajo efectuado mostró también que la eliminación de los sulfuros piríticos podía lograrse satisfactoriamente aún bajo las más desacostumbradas condiciones de flotación con xantato. Estas condiciones, dictadas por el circuito de tratamiento existente eran:

- 1.- Medio líquido: Agua de mar.
- 2.- Densidad de pulpa: 60% de sólidos.

3.- Tiempo-de acondicionamiento: 2 minutos.

4.- Tiempo de colección: 2 minutos.

Las pruebas posteriores dieron por resultado establecer, como el más adecuado a nuestros propósitos, un circuito abierto de flotación por xantatos, de dos etapas: primaria y limpieza. El objeto de la flotación primaria es obtener un producto de bajo azufre mientras que el de la flotación de limpieza es recuperar las unidades de fierro que se colectan junto con los sulfuros en la flotación primaria. Se obtuvo así un satisfactorio balance de materia que se muestra en la tabla No. 7

LA PLANTA COMERCIAL.

Con la base de los resultados obtenidos en las pruebas de la laboratorio y la información concerniente, se decidió instalar la planta comercial. El propósito de la planta sería disminuir el contenido de sulfuros en el concentrado magnético de molienda fina en un punto anterior a los procesos de espesamiento, filtración y su envío a la planta de peletización. La planta en su primera etapa constaba de cuatro celdas Denver de 100 pies cúbicos cada una operando como celdas de flotación primaria y de dos celdas Denver de 50 pies cúbicos cada una como celdas de flotación limpiadora.

La planta comenzó a operar en Mayo de 1968 sin reproducir los resultados del laboratorio. Después de una larga y sistemática investigación para determinar las causas y efectuar las correcciones requeridas; se encontró que en un proceso continuo, al alimentar pulpa con una densidad de 60 por ciento de sólidos se producía un tipo viscoso de flujo el cual impedía una apropiada distribución del aire y la formación de burbujas. Gradualmente se fue disminuyendo la densidad de la pulpa de alimentación, aceptándose finalmente una den-

sidad de 50 por ciento de sólidos. También se encontró ventajosa la adición de Aerofloat 25. Se encontró que el tiempo de retención de la pulpa con 60 por ciento de sólidos, trabajando a flujo continuo en la planta era en la práctica, de 1.4 minutos. Este tiempo era menor que los 2 minutos determinados en las pruebas de laboratorio.

Para compensar el aumento de volumen total de la pulpa a procesar, debido al ya aceptado 50 por ciento de sólidos y para conseguir un tiempo de retención cercano a los 2 minutos, se instaló un segundo circuito similar al primero para operarlo en paralelo con el circuito original. Desde Enero de 1969, hasta Marzo de 1972 la planta trabajó bajo las siguientes condiciones:

- 1.- Medio líquido: Agua de mar
- 2.- Densidad de pulpa: 50% de sólidos
- 3.- Alimentación: 175 pies cúbicos por minuto.
- 4.- Colector: ISopropil Xantato Sódico (Z-II)
0.025Lbs/L.T.
- 5.- Espumante: Aerofloat 25 0.004 Lbs/L.T.
- 6.- Acondicionamiento: 2 minutos.
- 7.- Sin adición de reactivos en las celdas limpiadoras.

Los resultados obtenidos fueron:

	<u>% Fe</u>	% S
Alimentación	68.6	0.580
Descarga celdas primarias	69.2	0.280
Descarga celdas limpiadoras	67.2	0.750
Espuma celdas limpiadoras	47.0	25.500

El producto de la descarga de las celdas limpiadoras que contiene porcentaje de azufre algo más alto, no afecta apreciablemente el contenido total de azufre en el producto, por representar un pequeño porcentaje del producto total.

TABLA No. 7

BALANCE DE MATERIA DEL CIRCUITO DE FLOTACION

CONCENTRADO DE SEPARADORES

500 LT/Hr.a 50% Sólidos

% Fe = 69.0 100%

% S = 0.728 100%

% Cu = 0.014 100%

Colector Z-11 Sol.5%
300 Lbs/Día
0.025 Lbs/LT:

ACONDICIONADOR
2 Minutos

Aerofloat 25
48 Lbs/Día
0.004 Lbs/LT

FLOTACION PRIMARIA
2 Minutos

DESCARGA

ESPUMAS

AL ESPESADOR
493 TL/Hr.

FLOT.LIMPIADORA
SIN REACTIVOS
2 Minutos

DESCARGA

ESPUMAS
7TL/Hr.

% Fe = 69.2 99.2 %

% S = 0.3 40.8 %

% Cu = Tr. -

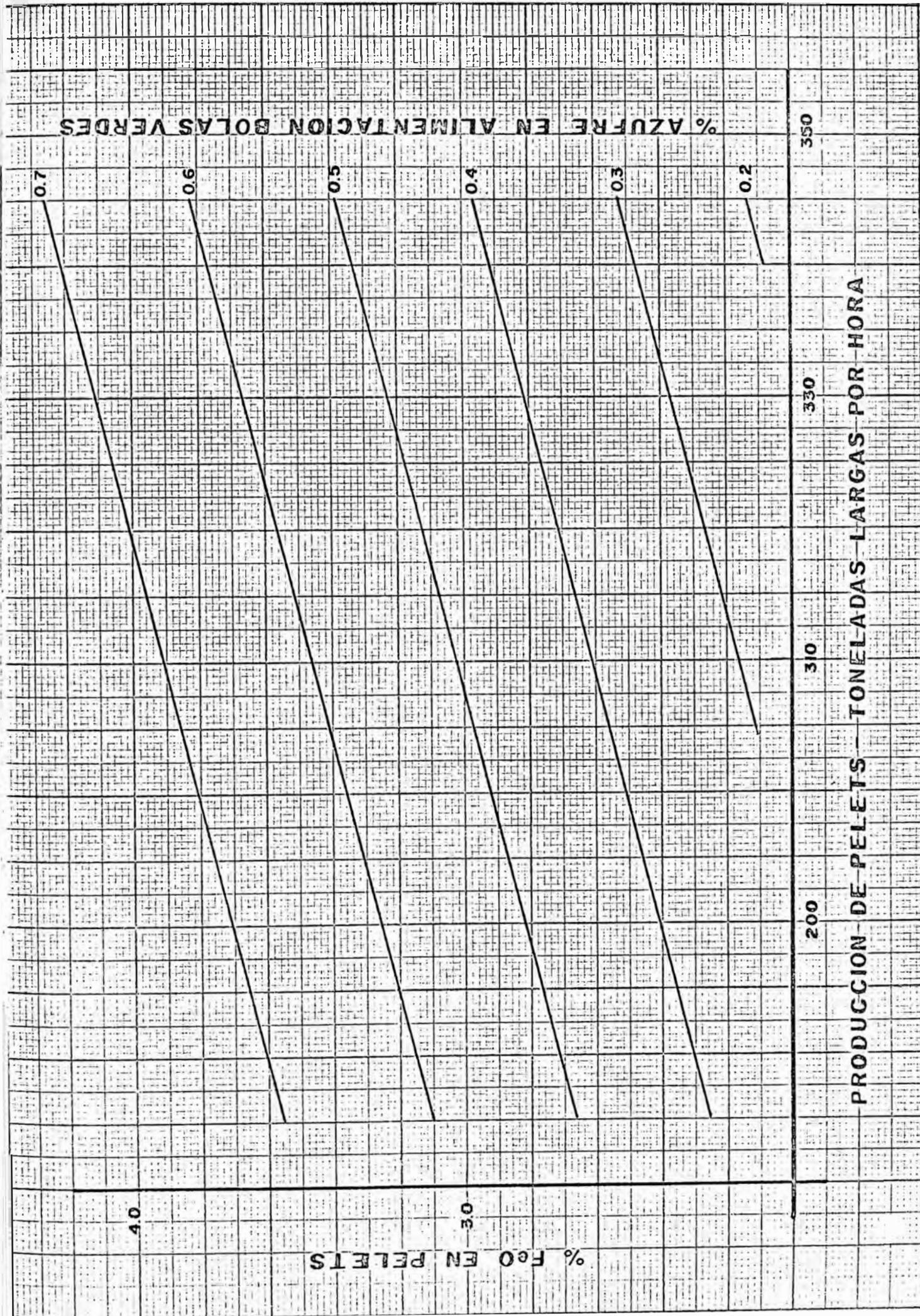
% Fe = 46.3 0.8 %

% S = 38.0 57.4 %

% Cu = 0.99 99.0 %

A PLANTA DE FILTROS

A CANCHAS



PROBLEMA DE LA PIRROTITA.

A fines de 1970, la Marcona se enfrenta a un problema múltiple cuyas características pueden describirse bajo los siguientes aspectos:

- 1.- El contenido de azufre total en los crudos, fue aumentando gradualmente al profundizarse la explotación de la mina en la zona primaria, hasta alcanzar un nivel entre 3 y 5 por ciento de azufre.
- 2.- La existencia de un sulfuro "refractario" al tratamiento por separación magnética y flotación y de características no controlables.
- 3.- La imposibilidad de eliminar los sulfuros en los concentrados de molienda fina con las facilidades existentes y el creciente deterioro de la calidad de los pélets producidos.

Frente a los problemas planteados, Marcona formuló programas de investigación intensivos cuyos objetivos básicos fueron los siguientes:

- a) Desarrollar un método adecuado y seguro para la identificación y diferenciación del mineral primario de Fine Grind transformable en un producto de bajo azufre con los procesos actuales de beneficio.
- b) Definir y determinar el origen de las características de "refractario" de este mineral, para así poder controlarlos.
- c) Desarrollar un método para eliminar económicamente los sulfuros refractarios en los concentrados, estableciendo a escala industrial, los procesos y flowsheets adecuados.

Los programas de investigación y experimentación para la solución del problema fueron formulados a principios del año 1971, y la responsabilidad total del programa quedó bajo la dirección de los Departamentos de Desarrollo de Procesos de Marcona en el Perú y en San Francisco, EE.UU. Durante el año 1971, además del trabajo realizado en el laboratorio de San Nicolás y en los laboratorios de Marconaflo Test Center en San Francisco, las siguientes organizaciones de EE.UU. tomaron parte de la investigación.

Hazen Research Inc. de Golden, Colorado.

Universidad de California, de Berkeley, California

Dow Chemical Company, California.

Dr. I. Iwasaki del Mineral Resources Research.

Center, Universidad de Minnesota.

Los estudios de la Hazen demostraron básicamente lo siguiente:

- 1.- La pirrotita es en gran parte, si no completamente, responsable de la naturaleza "refractaria" del mineral.
- 2.- Por técnicas de difracción de Rayos X se identificó dos especies cristalinas de pirrotita en el mineral de Marcona; una monoclinica ferromagnética no eliminable y otra hexagonal paramagnética.
- 3.- La flotación de la pirrotita se afecta grandemente con presencia de lamas de magnetita, las que producen un halo alrededor de la pirrotita, inhibiéndola de ser activada.

PRUEBAS EN PLANTA DE SAN NICOLAS.- Se efectuaron dos series de pruebas, la 1ra. con mineral primario clasificado en la mina como "refractario" con 3.0% a 3.2% de azufre, y sometido a molienda fina.

Se probó el efecto de:

- a) Tratamiento más prolongado.
- b) Cambios de densidad de pulpa.
- c) Mayor temperatura de pulpa.
- d) Molienda intermedia y flotación por etapas.
- e) Elevados dosajes de reactivos.

Los resultados arrojaron sólo 0.5% de azufre como nivel más bajo, en los concentrados finales, y los problemas encontrados en la prueba señalaban como agravante la presencia de gran cantidad de lamas.

La segunda series de pruebas, a escala de planta, se efectuó bajo condiciones indicadas por nuevas pruebas de laboratorio, que incorporaban deslamado y molienda controlada antes de la flotación, a fin de producir un mínimo de finos.

El circuito de prueba consistía de doble etapa de separación magnética (tipo Cobbers), en el producto de molino de barras deslamado en ciclones, seguido de doble molienda en molinos de bolas alternando con flotación entre la 1ra. y 2da. molienda fina.

Se procesó dos tipos de crudos recibidos de la mina: uno clasificado como 100% Refractario y otro, una mezcla 2/3 refractario y 1/3 fine grind. La conclusión más importante y definitiva obtenida de las dos series de pruebas de planta fué que se requería un sistema más consistente de clasificación de mineral crudo de la mina, utilizando parámetros que incluyan su comportamiento en la flotación.

Un tercer programa de investigación consistió en pruebas metalúrgicas efectuadas en el laboratorio de Desarrollo de Procesos de San Nicolás, las que incluyeron pruebas de molienda a diferentes grados, separación magnética y flotación. Se in-

vestigó, además, el efecto de una gran variedad de condiciones, reactivos para flotación tales como promotores, depresores, espumantes, etc. Variaciones en tiempos de acondicionamiento y de flotación, deslamado, etc.

Los resultados más alentadores conseguidos en esta etapa de la experimentación señalaban como condiciones favorables, las siguientes:

- (a) Molienda: \dagger 700 Blaine y 30% - 325M.
- (b) El uso de sulfato de cobre, como activador de sulfuros.
- (c) El uso de Kerosene en la etapa de molienda junto con el sulfato de cobre.

Investigación del Dr. I. Iwasaki.- Obtuvo concentrados, con menos de 0.2% de azufre total, estableciendo en su experimentación condiciones indispensables para lograr el éxito deseado.

Según el Dr. Iwasaki, los mayores problemas asociados con la flotación de pirrotita en los minerales de Marcona son:

- a) Oxidación rápida de la superficie de la pirrotita.
- b) Presencia de ión ferroso Fe^{++} en solución, el cual se oxida y forma hidróxido férrico que precipita.
- c) Presencia de abundantes lamas por la precipitación del hidróxido férrico y que aparentemente afecta la superficie de la pirrotita.

Las condiciones bajo las cuales obtuvo resultados satisfactorios fueron:

- (a) Molienda gruesa, 30% a 50% - 325M y flotación direc

ta inmediatamente después de la molienda.

- (b) La adición por etapas del colector.
- (c) Remoción rápida de la espuma formada en la celda.
- (d) Dosificación elevada de xantato, hasta 0.6 Lbs/LT.
- (e) Uso del colector Amil Xantato Potásico (Z-6)

Los procedimientos y condiciones establecidas por el Dr. Iwasaki para la flotación de la pirrotita, nos indicaron que el camino que se seguía en San Nicolás, en cuanto a reactivos y forma de adición, así como en grados de molienda, es taban bien orientados, pero, era el procedimiento de laboratorio el que no permitía obtener el éxito ya que la muestra para flotación causaba su deterioro, por probable oxidación de la pirrotita al mantenerla durante mucho tiempo húmeda y a la interperie antes de flotarla.

Igualmente, la remoción de las espumas de la celda, que en nuestro caso era lenta, cada quince segundos, debía ser mucho más rápida, para eliminar eficientemente la pirrotita ya activada y flotada.

Estos cambios en el procesamiento, así como la introducción del xantato Z-6 en lugar del Z-11, dieron la oportunidad de alcanzar en el laboratorio el éxito buscado.

En la actualidad operan 3 circuitos de flotación, los circuitos 1-4 y 5-6 que tratan mineral cuyo azufre en la alimentación a flotación llega en promedio 0.500 y el porcentaje de pirrotita apenas alcanza a 0.08%. Estos circuitos se componen de dos bancos paralelos, cada uno operando con diez celdas; haciendo un total de 40 celdas de 100 pies cúbicos, y tratan concentrado con molienda de 65% menos 325M.

El circuito 7-8 se compone de 4 bancos paralelos de diez cel das de 100 pies cúbicos y tratan concentrado con molienda de 40% menos 325 M. El azufre en la alimentación a flotación alcanza en promedio: 1.250% y la pirrotita 0.70% siendo el tipo de mineral refractario. La tabla No. 8 nos muestra el balance metalúrgico para la planta de flotación en la actualidad.

TABLA No. 3PLANTA DE FLOTACION EN LA ACTUALIDADBALANCE METALURGICO

<u>LINEAS 1-4</u>	Ton.Hr. <u>Secas</u>	<u>Análisis Químico</u>			<u>Recup.</u>	<u>% Distribución</u>			<u>Tiempo de Retención</u>
		<u>% Fe</u>	<u>% S</u>	<u>% Cu</u>		<u>Fe</u>	<u>S</u>	<u>Cu</u>	
Aliment.a flotac.	270.0	68.9	0.419	0.017		100.0	100.0	100.0	
U/flow flotac.	265.0	69.5	0.179	0.020	98.1	98.9	43.1	57.7	11 min.
Froth flotac.	5.0	47.9	12.540	0.371		1.1	56.9	42.3	
<u>LINEAS 5-6</u>									
Aliment.a flotac.	300.0	68.4	0.555	0.018		100.0	100.0	100.0	
U/flow flotac.	293.4	69.0	0.164	0.010	97.8	98.7	28.9	54.3	11 min.
Froth flotac.	6.6	45.6	17.637	0.380		1.3	71.1	47.5	
<u>LINEAS 7-8</u>									
Aliment.a flotac.	300.0	68.3	1.233	0.025		100.0	100.0	100.0	
U/flow flotac.	279.3	69.1	0.400	0.010	93.1	94.2	30.2	37.2	16 min.
Froth flotac.	20.7	55.6	12.450	0.226		5.8	69.8	62.3	

CONDICIONES DE OPERACION

	<u>% Sólidos</u>	<u>Xantato Z-6</u> <u>Lbs/LT</u>	<u>Aerofloat 25</u> <u>Lbs/LT</u>	<u>Sulfato de Cobre</u> <u>Lbs/LT</u>
Líneas 1-4	46-48	0.0125-0.0250	0.016-0.020	-.-
Líneas 5-6	46-48	0.0125-0.050	0.025-0.040	-.-
Líneas 7-8	50-54	0.100 -0.500	0.060-0.080	*0.300-0.500

* Solamente se adiciona sulfato de cobre cuando la pirrotita en la alimentación a flotación es mayor a 0.50%

VII. PLANTA DE FILTROS

ALMACENAJE.

El concentrado magnético, con una densidad de 60 - 65% de sólidos, es bombeado desde la planta magnética, por medio de cuatro bombas de 8" x 6" a un cajón de recibo. El concentrado es descargado a dos espesadores, uno de 104 pies de diámetro que recibe carga para alimentar a planta de pélets y otro de 125 pies de diámetro que sirve para almacenar concentrado para ser bombeado posteriormente a las cochas de almacenamiento de Slurry.

Los espesadores tienen un sistema de recirculación, que se opera cuando la densidad está por debajo de 71% de sólidos. Otro detalle importante en la operación del espesador, es el deslamado; de esto depende la operación de filtrado, ya que las lamas, obstruyen completamente los agujeros de las sacas de los filtros, disminuyendo enormemente, la eficiencia de estos, en lo que se refiere a producción y humedad.

Cuando las plantas de pélets, reducen su tonelaje de producción o paran, la planta de filtros sigue operando al ritmo de producción de la planta magnética y el exceso de cake producido, es enviado a un stock de alimentación, el cual será utilizado para balancear la producción de plantas de pélets cuando por alguna razón falta concentrado de alimentación.

El concentrado espesado, con una densidad de 72 - 74% de sólidos, es bombeado por dos bombas de arena de 10" x 8" a los tanques agitadores, en donde es almacenado. Los dos tanques agitadores tienen una capacidad de almacenaje total de 3,600 toneladas de concentrado de 73% de sólidos. La función de estos es mantener en agitación, almacenar y homogenizar la pulpa.

Sistema de alimentación de los Filtros.- El concentrado magnético, almacenado y agitado, con una densidad de 72 - 74% de sólidos, pasa por gravedad a cuatro sumideros, donde es diluido a 66 - 68% de sólidos, y bombeado por cuatro bombas de arena de 10" x 8", a cada uno de los cuatro distribuidores Humphrey, de los cuales la pulpa es alimentada por gravedad a los filtros, por un sistema de mangueras de 2" de diámetro.

El nivel de los sumideros, es controlado por medio de sensores de nivel, los que actúan sobre las válvulas de alimentación.

Filtración.- El proceso de filtrado del concentrado magnético se realiza por medio de filtros de discos, con agitación mecánica y nivel de tanque controlado por rebose. La planta de filtros tiene ocho filtros de 6 discos de 6 pies de diámetro, seis filtros de 8 discos de 6 pies 9 pulgadas de diámetro y siete filtros de 10 discos de 6 pies 9 pulgadas de diámetro que operan a 25" Hg de vacío para reducir la humedad del concentrado para pélets a $8.4 \pm 0.2\%$

En la operación de filtrado hay 2 tipos de variables, que deben ser controlados, para una eficiente operación:

I) Las variables del concentrado, que son:

- a) Superficie específica de molienda. Material demasiado fino, tiende a aumentar la humedad, ya que debido a la impermeabilización del cake, se reduce la capacidad de secado.
- b) Densidad de alimentación. La densidad de alimentación óptima en las instalaciones es de 66 - 68% de sólidos, Densidad menor, origina menor humedad y productividad baja. Densidad mayor origina alta humedad.
- c) Lamas. Si el deslamado no es suficiente en el espesador, se obstruyen las sacas de los filtros.

II) Las variables del filtro son:

- a) Flujo de vacío por pié cuadrado a vacío constante.
- b) Velocidad del filtro.
- c) Velocidad del agitador.
- d) Flujo de aire de soplado por pié cuadrado a presión constante.
- e) Tiempo de soplado.
- f) Nivel de la pulpa en el tanque, para evitar el rebose de finos.

Estas variables son controladas de acuerdo a la siguiente tabla:

I.- Vacío: 25 pulg. de Hg.

II.- Flujo de vacío por pié cuadrado a 25" Hg:

$$\frac{7.85 \text{ pie}^3 / \text{Min}}{\text{pie}^2}$$

III.- Velocidad del filtro: 90 - 120 Rev/Seg.

IV.- Velocidad del agitado: 70 - 90 RPM

V.- Flujo de aire de soplado por pié cuadrado a 40 PSI:

$$\frac{0.19 \text{ pie}^3 / \text{Min.}}{\text{pie}^2}$$

VI.- Presión: 40 PSI

VII.- Tiempo de soplado: 0.5 seg.

Otro requisito del cake para una eficiente peletización es el de humedad constante. Las variables que ocasionan Variación de humedad son:

- a) Aumento de lamas.
- b) Variación de la densidad de alimentación.

- c) Variación del flujo de Vacío.
- d) Variación en la finura de molienda.

SISTEMA DE VACIO.

El sistema de vacío, se compone de los siguientes elementos: Bombas de Vacío, trampas de agua, receptores de filtrado, bombas de filtrado y pozos barométricos.

En el sistema de vacío.- La solución filtrante, succionada por las bombas de vacío, pasa a través de tuberías a los receptores de filtrado. La evacuación de la solución filtrante de los receptores, se efectúa a través de dos sistemas: Descarga a pozos de cierre barométrico o bombas de filtrado; todo el filtrado evacuado es devuelto por bombeo al espesador de 104' de diámetro. Como protección adicional para evitar paso de solución filtrante a las bombas de vacío, se encuentran las trampas de agua, las que descargan a los pozos de cierre barométrico.

El sistema de vacío existente, como puede observarse en la fig."A" es flexible y puede ser operado en serie o divididos en dos o tres grupos. La división en tres grupos permite operar independientemente, 4 filtros de: (6' - 9") x 8, 8 filtros de 6' x 6, 2 filtros de (6' - 9") x 8 y 4 filtros de (6' - 9") x 10. En la operación en serie todo el sistema de vacío está interconectado.

El sistema de vacío, tiene que ser operado y mantenido en óptimas condiciones, ya que fugas en el sistema o niveles bajos en los tanques de los filtros, ocasionan sobrecargas en las bombas de vacío que en el caso de estar operadas en series, pueden producir parada general de la planta o en grupos independientes.

Existen en operación 12 bombas de vacío, Worthington, de tipo reciprocantes, de 2700 pies cúbicos por minuto a 25" Hg y 3

bombas de vacío, dobles, Nash, de tipo rotativo de 5,520 pies cúbicos por minuto a 25" Hg.

Se usa un receptor de filtrado por cada par de filtros, lo que hace un total de 9 receptores. Cada receptor de filtrado, de las bombas Worthington, tienen dos sensores de nivel, uno de alarma y otro de parada, para protección de los mismos.

Tenemos en operación 5 trampas de agua, 3 de ellas operando en el grupo Worthington y las otras en el lado Nash.

Los receptores de los filtros de (6' - 9") x 10, son evacuados, por bombas de filtrado de 5" x 4", al espesador de 104' de diámetro.

DESCRIPCION DE LOS EQUIPOS USADOS EN EL PROCESO DE FILTRACION.

I) Espesador:

Diámetro	104 pies
Marca	Eimco
Tipo	Rastra Simple
Velocidad de la rastra:	3 RPH
Instrumentación	Control mecánico de torque y repetidor con alarma en el tablero de control.

II) Tanques Agitadores:

Cantidad	3
Diámetro	35'
Capacidad total	3,600 tons.
Tipo	Agitación por impulsor.
HP Motor	125

III) Filtros:

Cantidad por tipo: 8 de (6' - 0") x 6
 6 de (6' - 9") x 8
 4 de (6' - 9") x 10

Modelo: Agitación mecánica y nivel controlado por rebose.

Marca: Eimco.

Area de filtrado teórica por tipo de filtros:

(6' - 9") x 6: 300 pies²
 (6' - 9") x 8: 520 pies²
 (6' - 9") x 10: 650 pies²

IV) Bombas de Vacío.

Cantidad por tipo.....: 12 bombas reciprocantes y 3 bombas dobles rotativas.

Marca de bombas reciprocantes: Worthington.

Marca de bombas rotativas.....: Nash

Modelo de bombas reciprocantes: 31 x 13, tipo HBB.

Modelo de bombas rotativas.....: CL 3003.

Vacío: 25 pulgadas de mercurio.

Pies³/Min. bomba reciprocante : 2,700

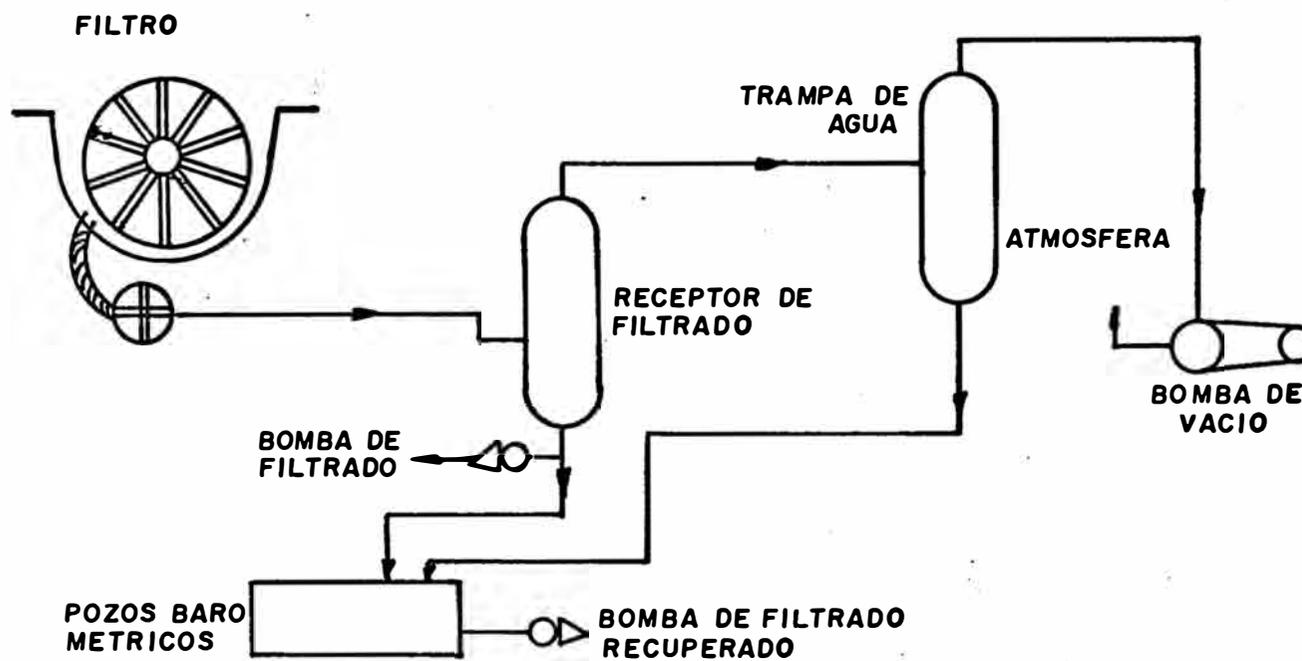
Pies³/Min. bomba rotativa: 5,520

HP Motor bomba reciprocante ..: 100

HP Motor bomba rotativa: 300

FIG. A

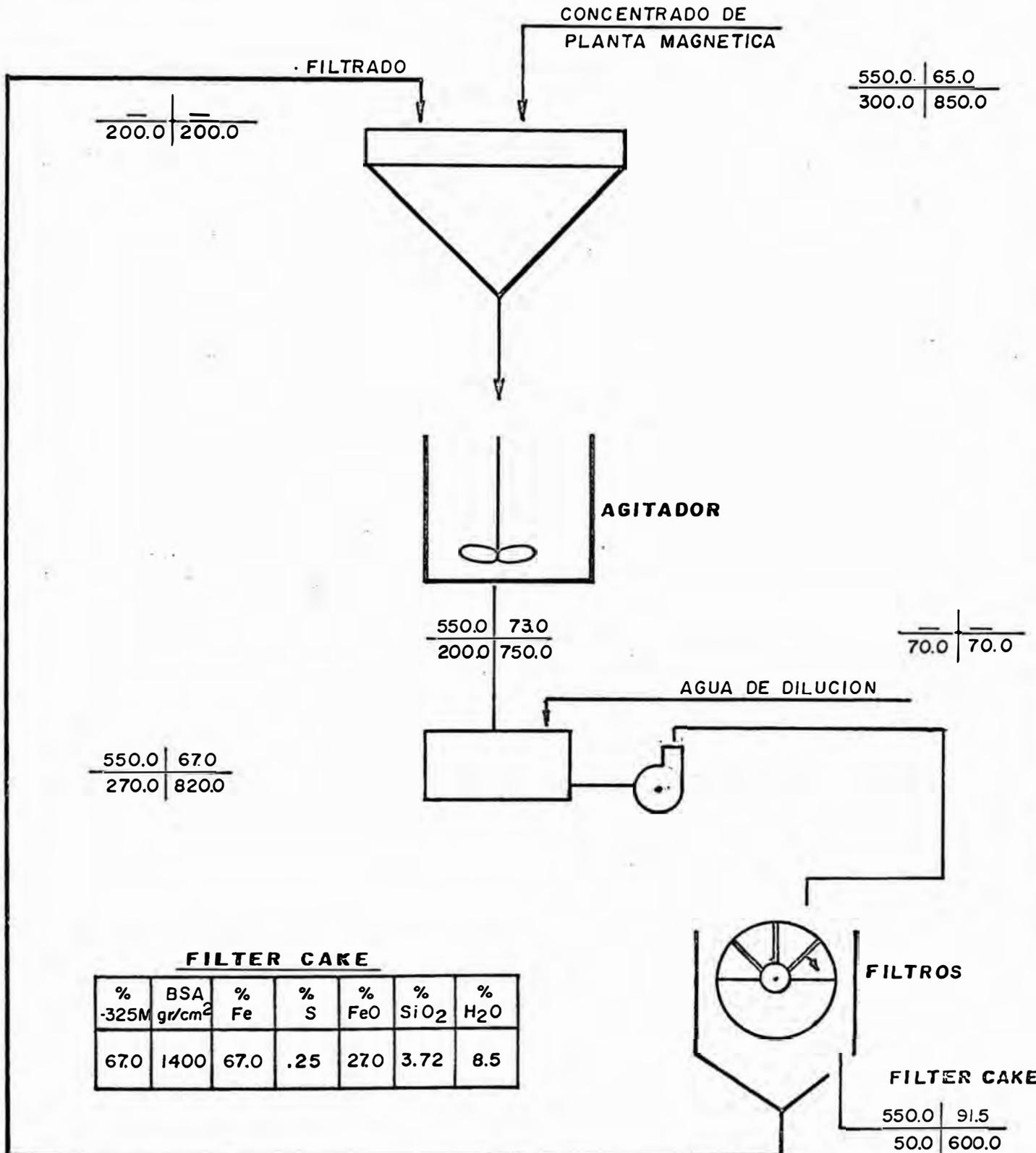
PLANTA DE FILTROS - SISTEMA DE VACIO



BALANCE METALURGICO PLANTA DE FILTROS

LEYENDA

TONS. LARGAS SOLIDO X Hr.	% SOLIDOS
TONS. LARGAS H ₂ O X Hr.	TONS. LARGAS PULPA X Hr.



FILTER CAKE

% -325M	BSA gr/cm ²	% Fe	% S	% FeO	% SiO ₂	% H ₂ O
67.0	1400	67.0	.25	27.0	3.72	8.5

VIII. EVOLUCION DE LA TECNICA DE PELETIZACION

HISTORIA

Previo al año 1940, varios intentos fueron realizados, para desarrollar procesos apropiados de aglomeración para concentrados magnéticos, principalmente en Norteamérica y Escandinavia. Pero no fue sin embargo hasta fines del año 1940 y principios de 1950 que estas pruebas dieron resultado en el desarrollo de procesos apropiados para la explotación comercial.

Contribución de carácter fundamental para estos desarrollos se realizaron en Estados Unidos en la Estación Experimental de Minas de la Universidad de Minesota por E.W.Davis, C. U. Firth, W. W. Wade y sus colaboradores y en Suecia en el Instituto de Tecnología Royal por M. Tigerchidd y sus asociados.

En el desarrollo de tambores para bolas, discos y conos, los cuales permitían un equipo apropiado para la producción de bolas verdes aceptables se hizo posible comprobar e investigar varios tipos de equipo de endurecimiento.

Los hornos verticales fueron considerados primero para el endurecimiento de concentrados magnéticos en las instalaciones piloto que fueran entonces construidas en los Estados Unidos, con el fin de resolver los problemas de beneficio comercial, de hierro con bajo grado magnético.

Un progreso efectivo en diseño y pruebas piloto dieron como resultado la adopción de hornos verticales en varias de las plantas peletizadoras que fueron puestas en operación entre los años 1955 y 1960 en los Estados Unidos y Canadá.

Contribuciones importantes a este éxito comercial fueron hechas en los Estados Unidos por la Compañía de Acero Bethlehem, la Compañía Minera Eric, la Compañía Pickands Mather y la Compañía de Combustible Surface.

Se debe reconocer en este aspecto, que algunos de los conceptos de los diseños con más éxito, que gradualmente fueron adoptados en las primeras plantas comerciales de Estados Unidos, fueron inspirados en los diseños y procedimientos de operación desarrollados en Suecia en varios hornos verticales de pequeña escala instalados unos años antes del proceso de concentrados magnéticos.

Dos grandes conceptos de diseño de horno se desarrollaron, uno en plantas operadas por la Pickands Mather, que estaba caracterizada por un horno vertical sin refrigerantes exteriores. El otro adoptado en particular por las plantas de Acero de Bethlehem, incorporaban un horno relativamente bajo, seguido de un refrigerante separado de pélets y un intercambiador de calor. (Fig.VII y VIII)

En la planta piloto de Reserva de Mina en Babbitt los esfuerzos fueron en un tiempo desviados del horno vertical que se instaló hacia el desarrollo de una máquina apropiada de parrillas deslizantes. A.C. Mc. Kee y compañía y Allis Chalmers Co., se asociaron en este proyecto.

Los estudios diseñados y las pruebas piloto, que resultaron en una máquina derivada del Dwight-Lloyd en su concepto general, pero sustancialmente modificada por la incorporación de una zona de secado ascendente que precede otra zona de secado descendente a la sección de pre-calentamiento, calentamiento y recuperación.

Este diseño fué totalmente adoptado en la Planta de Reserva de Mineral en la Bahía Plateada, el primer peletizador puesto

en operación en Minesota en el año 1955 para el proceso de concentración de Taconita. (Fig.IX)

Otro tipo de máquina de parrilla, diseñada por Lurgi, fué instalada en la planta Cliff de la Compañía Internacional de Cobre Nickel in Sudbury para la peletización magnética concentrada.

En esta máquina, las zonas de secado, pre-calentamiento y calentamiento, fueron todas de Secado Descendente. La particularidad de la zona de secado ascendente, de las máquinas de Reserva Minera, fué reconocida a tiempo, como un requisito esencial para la calidad y producción de los pélets.

Fué adoptada en la parrilla diseñada por Dravo-Lurgi, la cual llegó a ser asequible en los últimos años del 50 (Fig. X)

La combinación de este diseño de ciclo de zonas de secado ascendente y descendente, con facilidades para la protección de parrilla y capas laterales y provisiones para mejorar la recuperación del calor ofreció mejoramientos substanciales que dieron lugar a ser usadas o adoptadas en casi todas las plantas peletizadoras puestas en operación después de 1963.

Una tercera línea de desarrollo, en los últimos años del 50, vió la adaptación del horno de parrillas diseñado para el en durecimiento de hematitas concentradas. Este sistema ha estado en uso comercial en la industria del cemento por un tiempo.

Las mas grandes contribuciones al éxito de este desarrollo en los EE.UU. fueron hechos por Allis Chalmers, quién construyó una planta piloto de Carrolville para comprobar una gran variedad de materiales de alimentación, y por la compañía de Acero de Cleveland Cliff quién dió la sanción de

operación comercial a este proceso mediante su adopción en cada una de sus plantas de pélets, puestas en operación desde 1960 para el procesamiento de hematita concentrada por flotación y finos de mineral. (Fig.XI)

EVOLUCION EN LA PRODUCCION DE PELETS Y USOS.

Mientras se hizo un progreso, en el desarrollo técnico del proceso de peletización, una expansión gradual y persistente en la demanda de pélets en Altos Hornos pronto sobrevino. Se reconoció temprano que su incorporación en la carga del horno producía ventajas tangibles en el aumento de capacidad, reducía la pérdida de polvo y mejoraba la economía del combustible. Estas ventajas fueron espectacularmente confirmadas tanto en Norteamérica como en Europa y Japón. Los operadores de altos hornos gradualmente, se dieron cuenta de que dentro del marco de trabajo de materiales crudos, disponibles en cada planta, las condiciones óptimas para la operación del horno requería que la carga consistiera en una medida muy parecida a la del sinter, incorporando al flujo que se necesitaba.

Mientras a principios del 50, las plantas peletizadoras fueron consideradas solamente para la aglomeración de concentrados obtenidos del benefico de hierro de bajo grado, durante los últimos años muchas de las peletizadoras puestas en operación están procesando finos de alta calidad.

Es razonable anticipar que como las circunstancias del abastecimiento y demanda por hierro y pélets, tienden hacia condiciones mas balanceadas de producción y mercado, la línea irá gradualmente hacia la embarcación de los siguientes productos:

- a) Terrones de hierro molido y separados en la mina.
- b) Pélets producidos por finos de primera calidad y de

concentraciones de primera, en plantas situadas cerca a la mina de producción.

- c) Finos naturales y mezclas concentradas y peletizadas en las cercanías de los altos hornos.

Cuando se considera el potencial de desarrollo futuro para los mercados de pélets, es importante saber el interés que se muestra por pélets que han sido previamente reducidos principalmente como material de alimentación para los hornos eléctricos.

No hay duda que los próximos años verán, en este aspecto, avances importantes en Tecnología y direcciones interesantes en la demanda por hierro de alta calidad, finos o concentrados como materia prima apropiado para la pre-reducción.

EVOLUCION DEL DISEÑO PARA PLANTAS PELETIZADORAS.

(Dirigido y operada por la Cía.Hanna).

La minera Hanna, entró al campo de beneficio del hierro, en los últimos años del 50, cuando puso en operación, en 1959, el concentrador Groveland en Michigan, (1'000,000 de toneladas por año) y el concentrador Moose Mountain en Ontario, (600,000 toneladas por año).

A principios del 60, el concentrador del Lago Carol de la Compañía de Hierro de Canadá fué montada y programada para entrar en operación en 1962 en Labrador (7'500,000 toneladas por año).

A poco de comenzar a funcionar la concentradora Groveland y antes de completar la construcción de Carol, se hizo notoria la demanda de pélets, en ambas plantas y los estudios se comenzaron en 1961, con facilidades para el diseño de peletizadoras apropiadas en esas plantas.

En ambos casos las concentradoras para aglomeración, consistían principalmente de hematita mezclada con varias proporciones de magnetita. Estas eran demasiado gruesas para peletizar y tuvieron que ser convertidas a polvo a un grado de finura apropiado para hacer bolas. Las principales diferencias entre ellas era que la Concentradora Groveland tenía un contenido de sílice más alto e incluía una fracción mas importante obtenida por flotación, mientras Carol consistía principalmente de concentrados en espiral con una fracción adicional fina para ser recuperada en el curso del tiempo de las colas en espiral por medio de separación magnética.

Un programa completo de pruebas en el laboratorio y a una escala semi-piloto fué iniciada para determinar las características de las bolas y la peletización de esas concentradoras.

También una investigación completa fué hecha sobre los diferentes procesos de peletización, conocidos en ese tiempo, para determinar sus respectivas ventajas y defectos y seleccionar el que sea más apropiado para el proceso de las Concentradoras Groveland y Carol.

Las conclusiones principales derivadas, de esas pruebas e investigaciones realizadas establecieron que:

- 1.- El contenido relativamente alto de hematita de ambas concentradoras, impide la adopción de túneles de horno para la peletización.
- 2.- A pesar que la concentradora Groveland produce bolas verdes de mas baja resistencia que la Carol, ambas tienen características aceptables de bolas lo que hace posible adoptar tambores de bola para ese propósito.

3.- Pruebas de calidad del mineral indicaron que un secado apropiado y ciclos de calentamiento podían ser desarrollados de modo que pélets de calidad adecuada de ambas concentradoras, puedan ser producidos ya sea en parrillas deslizantes o en sistemas de hornos de parrillas.

En vista de estos hallazgos y para evitar cualquier riesgo en las dificultades de operación se concluyó que sería mas seguro adoptar un sistema de parrillas deslizantes.

El proceso de parrillas finalmente seleccionado, fué en base a un estudio completo de la operación de plantas peletizadoras con parrillas en existencia que procesaban concentrados magnéticos y un examen detallado de los diferentes sistemas de parrillas propuestos en esa época para el endurecimiento de concentrados de hematita.

En conclusión se encontró que para asegurar la uniformidad de los pélets, en lo posible sería ventajoso adoptar una chimenea y protección lateral de la máquina. Sin embargo para reducir a una pérdida mínima de capas de permeabilidad a un debilitamiento del pélet resultante de la recondensación de la humedad se ha encontrado esencial el proveer un ciclo de prueba de secado ascendente.

Ambas facetas esenciales pueden ser incluidas en las máquinas recomendadas por Dravo-Lurgi, el cual además incorporó facetas de diseño mecánico permitiendo una recuperación máxima de calor y asegurando mejor la economía del combustible.

Estas consideraciones asociadas con los costos competitivos fueron la base para la adopción final del sistema Dravo-Lurgi, con una zona de secado ascendente con parrillas movibles y protección en las capas laterales.

Para la planta Butler, se juzgó que la adopción de una parrilla

lla de una sola unidad o una máquina de Grate-Kiln para la peletización, podría dar como resultado el diseño más deseable ya sea desde el punto de vista de la operación, como por los costos de capital de operación.

La elección final de las máquinas Allis Chalmers, Grate Kilns, que fué instalada, estuvo basada en la oferta competitiva. Fué incorporada a una parrilla de 15 pies de ancho, a un horno de 20 pies de diámetro y a un enfriador cuyo diámetro era de 56 pies.

Al tiempo de diseño de la planta Butler, la práctica preva- lecedora del Grate-Kiln fué caracterizada por un ciclo de pre-calentamiento de doble paso de corriente para los concentrados magnéticos y hematíticos y para un ciclo descendente de triple paso para las hematitas de hidratación natural. (Fig.XII)

Las pruebas en el laboratorio de Hanna Research han indicado que aún para los concentrados magnéticos como los de ; Butler habían importantes ventajas modificando el ciclo usual de parrillas de doble paso dentro de un ciclo de triple zona incorporando una etapa de secado ascendente.

Este cambio fué introducido en el diseño Grate-Kiln de Butler y fué el sindicado por los resultados de la operación de la planta.

En la planta National se decidió adoptar el nuevo proceso "Heat Fast" la cual incorporaba una parrilla de secado y pre-calentamiento y una chimenea rotativa para calentamiento y prendido adicional, seguido por hornos verticales para su endurecimiento y enfriamiento final.

Una ventaja mayor de este proceso fué la posibilidad de adaptarlo con modificaciones a la producción de pélets pre-reducidos.

Dos unidades de calentamiento rápido fueron instaladas en la National, ambos promediados en 1'200,000 toneladas por años e incorporando una parrilla de 10 pies por 105 pies con 95 pies de diámetro por 15 pies de amplitud en la chimenea.

Las plantas Butler y National fueron puestas en operación en 1967. Mientras que la primera pronto alcanzó la capacidad de diseño y producción de pélets de buena calidad, la otra no pudo satisfacer los resultados esperados. A consecuencia de esto en 1968 se tuvo que decidir a instalar una máquina Grate-Kiln idéntica a la unidad Butler la cual ya había probado ser de capacidad adecuada para los grandes requerimientos de producción de 2'400,000 toneladas al año.

Esta nueva máquina fué puesta en operación en 1969 y dió inmediatamente como resultado una operación satisfactoria.

La última planta de peletización comenzó a por la Hanna Mining en 1968 es la Planta Pilot Knob de tratamiento de concentrados finos magnéticos producidos en molinos de barras seguida de molinos de bolas húmedas con una etapa doble de separación magnética. La planta tiene una capacidad nominal de un millón de toneladas al año. Para tener la capacidad de la Planta Pélets a este nivel, pequeños cambios en el diseño y capacidad del ventilador fueron hechos y también cambios en la misma área y configuración de las cajas de aire.

Además de llevarse a cabo los estudios técnicos y pruebas programadas requeridas por el propio diseño e ingeniería de las seis plantas peletizadoras puestas en operación entre 1963 y 1968 y para la optimización de sus condiciones de operación; después de su iniciación el personal técnico de la Hanna Mining sobrellevó investigaciones para varios

proyectos peletizadores y están todavía a la fecha en la etapa de mejoramiento de los ciclos de procesos existentes y para la determinación de la distribución de un tamaño óptimo en la formación de las bolas verdes y también de finos naturales que requieren re-molienda.

PRUEBAS PARA EL DISEÑO DE LAS PLANTAS.

La peletización del mineral de hierro ha sido y permanecerá siendo hasta cierto extremo un arte, mas que una ciencia, basada en una combinación juiciosa de un juicio intuitivo y práctico derivado de la experiencia y de un análisis deductivo por la información disponible que haya concerniente a una performance comparativa de una amplitud variada de minerales y concentrados estudiados ambos durante las pruebas en el laboratorio y plantas pilotos y durante procesamiento actual en las plantas de operación.

El conocimiento y experiencias acumuladas en este aspecto son ahora tales que sería muy posible construir plantas peletizadoras las cuales podrían trabajar satisfactoriamente con un mínimo razonable de dificultades al inicio y apogeo de los trabajos siempre y cuando su diseño sea precedido sobre adecuadas pruebas y que incorporase factores de seguridad.

Mientras que para las plantas más antiguas, prolongadas pruebas piloto habían tenido que ser hechas antes del proceso de selección y diseño de la planta, esto es rara vez necesario hoy día.

En la mayoría de los casos ha sido suficiente solamente realizar cierto número de pruebas básicas en el Laboratorio.

Los mayores parámetros que son importantes determinar con un criterio de diseño necesario para una planta peletizadora son:

- 1.- La formación de la bola verde
- 2.- Secado
- 3.- Endurecimiento
- 4.- Calidad del Pélet

PRUEBAS DE FORMACION DE BOLAS VERDES

Los minerales en bruto y concentrado tienen unas amplias y variables características de empelotamiento que deben ser aceptadas por medio de pruebas.

Uno de los hechos mas importantes que deben ser determinados es si será necesaria la molienda adicional de estos firos o de los concentrados. Para este propósito, pruebas de menor escala y continuadas de molienda pueden generalmente ser suficientes para determinar de una manera preliminar la fineza requerida del grano del mineral y la anticipada energía de molienda específica requerida para este propósito. La práctica pasada ha indicado que hay cierto rango de fineza dentro del cual un empelotamiento satisfactorio puede ser esperado.

Por cierta rudeza las características de las bolas verdes y generalmente el tumble index del pélet son adversamente afectados,

Mas allá de una cierta fineza se vuelve difícil reducir la humedad suficientemente por medio de filtración y un secado por calor se vuelve necesario.

En este aspecto es a menudo mas ventajoso adoptar una molienda seca para los finos naturales en órden de evitar dificultades en la filtración y un subsecuente secamiento del filtro. Sin embargo es a menudo mas ventajoso adoptar una molienda seca para los finos naturales en orden de evitar dificultades en la filtración y un subsecuente secamiento del filtro.

Los límites en el lado del rango satisfactorio de un embalonamiento de finos están caracterizados por una superficie específica suficientemente pequeña, (gr/cm^2) y una proporción de fracciones no muy grande (cerca de 28-35 malla) en toda la distribución. Estos límites varían en algun sentido con el tipo de materiales considerados, y dependen en gran parte si ellos consisten en concentrados o en finos naturales.

Los concentrados generalmente pueden ser embalonados muy satisfactoriamente cuando sus superficies específicas (Blaine) varían dentro del rango de 1500-1800 gr/cm^2 .

Generalmente no es necesario considerar la remolienda a menos que su superficie específica sea menor a 1200 gr/cm^2 ; las dificultades de filtración no son encontradas generalmente hasta que esta exceda 1900-2000 gr/cm^2 .

Los finos naturales ordinariamente tienen suficientemente superficies específicas altas y solo necesitan remolienda en órden a reducir la proporción de un plus de 28-35 mesh en su distribución total.

Esto es principalmente en orden de asegurar un índice de caída aceptable después del endurecimiento del pélet.

Después de determinar la finura de la molienda, el siguiente

te paso sería establecer la humedad mas óptima del empelotamiento y principalmente aceptar si este es más alto que la humedad ya esperada en los concentrados o finos o si un secado sería necesario.

En el laboratorio de investigación de la Hanna Mining de Minessota se hicieron pruebas a diferentes porcentajes de humedad en el concentrado y con diferentes proporciones de aditivos y los siguientes parómetros determinaron para las bolas verdes (crudas):

- 1.- Compresión de la bola cruda generalmente una o dos libras sobre la bola de media pulgada de diámetro.
- 2.- Compresión de la bola seca (consiste en secar la bola cruda en una estufa a una temperatura de 100°C y luego ponerla bajo la acción de la carga.
- 3.- Caídas (que consiste en soltar la bola cruda desde una altura vertical de 18 pulgadas hacia una superficie lisa.
- 4.- El porcentaje de humedad contenida en la bola cruda.

Para la gran mayoría de concentrados se ha encontrado que la adición de bentonita en ciertas proporciones no solamente es necesaria beneficiosa en el orden de asegurar una aceptable compresión en la bola cruda y un mínimo de caídas.

Hay límites de adición de bentonita ya que de otro modo la plasticidad de las bolas crudas sería aumentada desproporcionalmente.

A veces añadir piedras de cal puede ser beneficioso para el mineral natural fino y los concentrados obtenidos del mineral hematítico. En algunos casos estos añadidos no pa

recen comunmente afectar las propiedades de la formación del pélet sinó mejorar la calidad del pélet quemado. Las cantidades usadas han sido del 1 al 2%.

Comunmente se ha encontrado que el efecto de mezcla en las características físicas de las bolas producidas son las siguientes:

- a) Las caídas de las bolas verdes aumentan con el incremento de humedad.
- b) La compresión húmeda de las bolas verdes aumentan con el incremento de humedad.
- c) El endurecimiento del pélet seco no será muy afectado por el contenido de humedad en la bola verde.

De esta manera la selección para una buena formación óptima del pélet crudo debe ser determinada por un buen balance de los diversos parámetros, caracterizando la fuerza física de las bolas. Usualmente la más deseada combinación sería:

- 1.- Compresión de bolas crudas entre 1.8 - 2.0 libras.
- 2.- Compresión seca de la bola encima de 7 libras.
- 3.- Caídas, no menor que 7 caídas.

Se ha encontrado que para una buena formación del pélet, la humedad óptima debe ser de 8.5%, en caso que la humedad aumentara en forma desproporcionada, el operador de planta tendrá posibilidades para hacer sus ajustes; ya sea aumentando bentonita como también disminuyendo las revoluciones de los discos o tambores de peletización. Se ha encontrado que en una operación continua es difícil

de mantener balanceada la formación del pélet en tambores y consecuentemente es más conveniente y menos costoso el uso de discos peletizadores. Sin embargo ambos han sido usados con éxitos.

PRUEBAS DE SECADO

El secado de las bolas verdes es uno de los trabajos más importantes y más críticos durante el ciclo de endurecimiento. La sensibilidad de las bolas verdes a la temperatura y a la intensidad del calor durante el secado es propiamente una característica que debe determinarse cuidadosamente.

Para este propósito se ha contado con diferentes métodos. En el procedimiento adoptado por la Hanna Research Laboratory se hacen secar las bolas verdes sobre una parrilla de crisol con una corriente de aire caliente en diversas condiciones de flujo y temperatura. El examen visual de la bola verde después del secado establece las condiciones de temperatura y flujo.

A través del tiempo, un gran número de concentrados y mineral fino han sido probados de esta manera. Hablando en términos generales se ha observado lo siguiente:

- 1.- La mayoría de los concentrados de magnetita y hematita no tienen una gran sensibilidad al calor durante el secado y pueden resistirlo, sin sufrir daño a flujos de aire caliente de 300 - 400 Scfm por pie cuadrado a temperaturas de 350 - 400°C
- 2.- En general, la sensibilidad del calor durante el secado tiende a aumentar la superficie específica del concentrado.

3.- Hay casos en que la sensibilidad al calor aumenta en ciertos concentrados debido a los reactivos de flotación.

A este respecto, hay diferencias fundamentales entre los tres procesos principales de peletización en común uso ahora. Ambos, el proceso de horno-parrilla y parrillas rectas tienen la inherente posibilidad de ajustar en ambos los valores de temperatura y flujo en sus zonas de secado para establecer las propiedades características de la planta alimentadora. Las pruebas de una gran variedad de plantas alimentadoras a plantas de pélet sobre esta instalación durante la última década y la evaluación comparativa de sus características han dejado que personal técnico de la Hanna lleguen a las siguientes conclusiones:

- 1.- En los hornos de parrillas rectas es conveniente el secado ascendente usado tradicionalmente.
- 2.- Como el calor ascendente permite la recondensación de la humedad en las capas superiores, es en muchos casos ventajoso reducir la temperatura de secado para prevenir la decrepitación y fragmentación. En algunos casos es necesario la adición de aire frío a la corriente de gases calientes que actúan como secado ascendente, y estas precauciones para tal posibilidad deberían estar incorporadas en el diseño de cualquier máquina y una separación conveniente debe ser instalada para proteger el calor descendente de emanaciones de radiación directa de las zonas precalentadas más fuertes.

El tiempo de secado observados en varios tipos de materiales han variado dentro de las siguientes velocidades:

- 1.- Horno rotativo con parrillas (Altura de cama 6 - 8")
 - a) Secado ascendente: 3 - 5min., 350 - 750°F (175 - 400°C)
 - b) Secado descendente: 1 - 2 min., 300 - 650°F (150 - 340°C)

- 2.- Máquinas con parrilla deslizantes (altura de cama 12 - 20")
 - a) Secado ascendente: 4 - 7min., 350-750°F (175-400°C)
 - b) Secado descendente: 1 - 3min., 300-650°F (150-340°C)

Los valores del flujo de aire ordinariamente están en la velocidad de 300-400 Scfm por pié cuadrado del área de la parrilla (90 - 120m³ normal por metro cuadrado) en máquinas de parrilla y en las máquinas de horno de parrilla de 250-350 Scfm por pié² (75-105m³ normal por metro cuadrado) en hornos de parrillas deslizantes.

PRUEBA DE ENDURECIMIENTO.

En las plantas con hornos verticales, solamente se utilizan en menor escala pruebas de laboratorio indirectos. En uno de ellos es posible establecer una característica importante de magnetita de los pélets, que es su valor de oxidación y la temperatura máxima que alcanza al final.

En esta prueba, se usa exteriormente un tubo caliente por el cual los pélets se mueven en sentido descendente en un rango de más ó menos 100 Lbs/hr. y son calentados por una corriente ascendentes de gases calientes teniendo una temperatura de entrada de 1095°C

Cuando se alcanza el equilibrio, se determina el perfil de

temperatura, y por correlación indirecta sirve para indicar si estos pélets pueden ser satisfactoriamente procesados en un horno vertical.

Una prueba en planta consiste en tener en estudio las bolas verdes en canastillas de metal individuales, las que son colocadas en un horno vertical en funcionamiento con pélets de la misma naturaleza. Las canastillas se recogen en la descarga del horno y los pélets son examinados y chequeados.

En un sistema de horno de parrillas deslizantes, la calidad de pélets quemados puede ser establecida de una manera indirecta y a un cierto grado por medio de pruebas de parrillas al crisol, alcanzando la temperatura final de quemado y tiempo considerado en el diseño del horno.

Sin embargo podría ser apresurado tomar la decisión final sobre la adopción de un ciclo de peletización en un horno de parrilla en una planta proyectada sin la determinación por medio de continuas pruebas pilotos, la conducción en el horno de los pélets hechos de materiales de alimentación en la planta a menos que se utilice una experiencia paralela y se consiga los resultados esperados.

A continuación damos a conocer algunos conocimientos o hallazgos más importantes derivados de extensos programas ejecutados durante los últimos diez años.

1.- Pre calentamiento.- Los pasos para el pre calentamiento empieza inmediatamente después de la terminación del proceso de secado descendente. El propósito es llevar los pélets gradualmente a la temperatura de endurecimiento en las máquinas de parrillas. Para la mayoría de los concentrados y fineza del mineral conteniendo óxidos no hidratados o carbonatos, al valor de la tem-

peratura aumenta durante el precalentamiento, no es crítica y relativamente puede ser rápida. En las magnetitas, esto es ventajoso para completar su oxidación a una temperatura suficientemente alta a fin de tener una ventaja de su transformación exotérmica en hematita, de este modo reduciendo las necesidades de combustible.

Debemos tener mucho cuidado con los concentrados de magnetita sintética obtenidas por la calcinación magnética de minerales hematíticos; en estas magnetitas, la oxidación comienza con una temperatura baja y prosigue a una velocidad más rápida que en los minerales magnéticos naturales. Es por eso necesario controlar la temperatura de fondo durante el precalentamiento reduciendo la entrada del calor y prolongando el tiempo de precalentamiento.

El valor del aumento de temperatura durante el precalentamiento es también crítica para materiales conteniendo óxido de hierro hidratado o carbonado, en los que si son calentados muy rápido podrían astillarse y decrepitarse. En tales casos las pruebas de parrillas a crisol efectivamente pueden ser usadas para establecer límites de seguridad para la temperatura y velocidad de entrada del calor; usualmente para concentrados finos de mineral, se ha encontrado que el tiempo de precalentamiento podría ser tan corto como 1-3 minutos mientras hace que se extienda de 10 a 15 minutos con magnetitas sintéticas u óxidos de fierro hidratados.

2.- Quemado y después de quemado.- Los pélets para alcanzar la dureza adecuada debe alcanzar la temperatura necesaria para tener una adecuada textura y adhesión de escorias, ambos de las cuales contribuyen a sus propiedades mecánicas. A este respecto, la temperatura alcanzada y

el tiempo durante el cual es mantenido son de importancia.

Las temperaturas máximas de quemado en los sistemas de parrillas alcanzan hasta 1300-1350°C, excepto en casos donde los pélets contienen constituyentes de escorias los que no podrían resistir tal temperatura sin fundirse mas allá de los requerimientos mínimos de adhesión de escorias. Las temperaturas máximas están limitadas por la reversión endotérmica de hematita a magnetita. En máquinas de parrilla, es posible reducir las necesidades de combustible, recuperando los gases calientes después de la zona de quemado, y utilizando estos gases a la zona de precalentamiento del horno.

PRUEBAS DE CALIDAD DE LOS PELETS.

Como la producción y el uso de los pélets en las fundiciones comienza a crecer enormemente en el curso de los años, empieza a ser necesario encontrar pruebas adecuadas y con gran significado para establecer su calidad. Pronto fué reconocido que su fuerza mecánica y su tendencia para producir finos durante el manejo fueron factores importantes de calidad. El primero es caracterizado por el término medio de resistencia a la compresión de los pélets de un cierto diámetro, generalmente $1/2 + 7/16$ pulgadas. No debe haber dificultad con el presente equipo y experiencia de operación para producir pélets resistentes, sea el que fuere el proceso de peletización usado. Ordinariamente, el término medio de fuerza mecánica de los pélets quemados en la amplitud de 500-700 lbs, pueden ser obtenidos. Es importante comparar los valores mínimos registrados en pélets individuales así como la gran diferencia con respecto al

valor promedio, esto puede presentar condiciones pobres de funcionamiento del equipo de peletización.

En América del Norte, la fuerza mecánica del pélet quemado es considerada solamente como una indicación muy útil de toda su calidad y como un seguro en sus planes de operación. Sin embargo en algunos países, los valores mínimos algunas veces son especificados.

Para probar la tendencia de pélets quemados para producir finos durante el trabajo, son sometidos a la prueba conocida como "Tumble Test". En la prueba ASTM procedimiento adoptado por los Laboratorios de la Hanna, 25 libras de pélets quemados son introducidos a un tambor de 36" de diámetro x 18" de longitud y son movidos por 200 revoluciones del tambor. Después estos pélets son zarandeados en 3 mallas (5/8" 1/2", 3/8" y 1/4"). Los resultados de estas pruebas nos las da la malla +1/4" (porcentaje acumulado).

El "Tumble Index" debe ser tan alto como sea posible y se considera aceptable cuando está por encima de 93-94% (6-7% índice de abrasión) y se considera bueno cuando excede de 96% (4% índice de abrasión).

Como el uso de los pélets fué incrementándose, pronto se pudo comprobar que para algunos tipos de materiales de aceptable características mecánicas, no fueron suficientes para asegurar un comportamiento satisfactorio en el horno de fundición.

La reducción y especialmente la pérdida de fuerza mecánica, así como el volumen de hinchamiento y decrepitación durante la reducción fueron encontrados como características de importancia; varias pruebas indirectas fueron ideadas con la ayuda de criterios proporcionados que podrían ser usados pa

ra caracterizar el comportamiento anticipado de los pélets en el horno de fundición.

Entre estas pruebas, las mas conocidas son: la prueba Linder, la prueba de hinchamiento de Gakushin, y la prueba de Burghardt; las que respectivamente se desarrollaron en Suiza, Japón y Alemania. En todas ellas relativamente pequeñas muestras de pélets son sometidas a reducción bajo condiciones controladas.

En la prueba de Linder, la muestra es removida durante la reducción y el índice de producción de finos determinado por el zarandeo al final de la prueba. En la prueba de Gakushin, el volumen de hinchazon después de la reducción es medido. En la prueba de Burghardt, la reducción es ejecutada bajo la carga y la presión cae a través de la muestra es medida como progreso de reducción.

FACTORES EN EL DISEÑO DEL CICLO BASICO

Entre los principales diseños característicos en todos los ciclos de pelletización de endurecimiento al calor, están la razón del flujo de masa entre el peso del aire circulado y el peso de los pélets procesados en sus distintas zonas.

Para asegurar el consumo mínimo de combustible, es importante balancear los flujos de aire a través de las zonas de proceso a fin de tener la suficiente recirculación de aire y recuperación de calor como sea posible.

Hay, en este respecto, criterios básicos que estan relacionados y aplicados a todos los procedimientos en uso hoy día.

A.- Indudablemente una cantidad mínima de aire fresco es ne-

cesario para el enfriamiento de los pélets después que ellos han alcanzado su temperatura de endurecimiento. Este aire es calentado y tanto como sea posible debería ser recirculado para reducir los requerimientos de combustible al mínimo. A este respecto, se debería anotar que en los hornos de fundición, donde el enfriamiento es contraflujo, el enfriamiento del aire en razón del flujo de masa es de la amplitud de 0.8-1.0Lbs. En los sistemas de horno de parrilla en donde el enfriamiento es flujo transversal y usualmente es paso único, esta razón es del orden de 2.0-2.5 lbs.

B.- Por causa de las limitaciones del diseño, los ventiladores generalmente no son usados para recircular aire caliente a temperaturas más elevadas de 400-450°C. El aire más caliente debería ser recirculado directamente o hacer que la temperatura sea reducida por el flujo de aire frío del lado de succión del ventilador.

C.- El combustible tiene que ser quemado a fin de suplir los requerimientos de calor en el proceso de peletización; estos son:

Para Magnetitas:	450,000	700,000 BTU/LT
Hematitas.....:	900,000	- 1'200,000 BTU/LT
Minerales terro-		
sos hidratados.:	1'200,000	- 1'600,000 BTU/LT

Desde el punto de vista del balance de flujo de aire, es importante notar que las cantidades de aire de combustión necesaria para estas cantidades de combustible usualmente son más pequeñas que el aire enfriado.

ALTO HORNO VERTICAL PARA PELETS

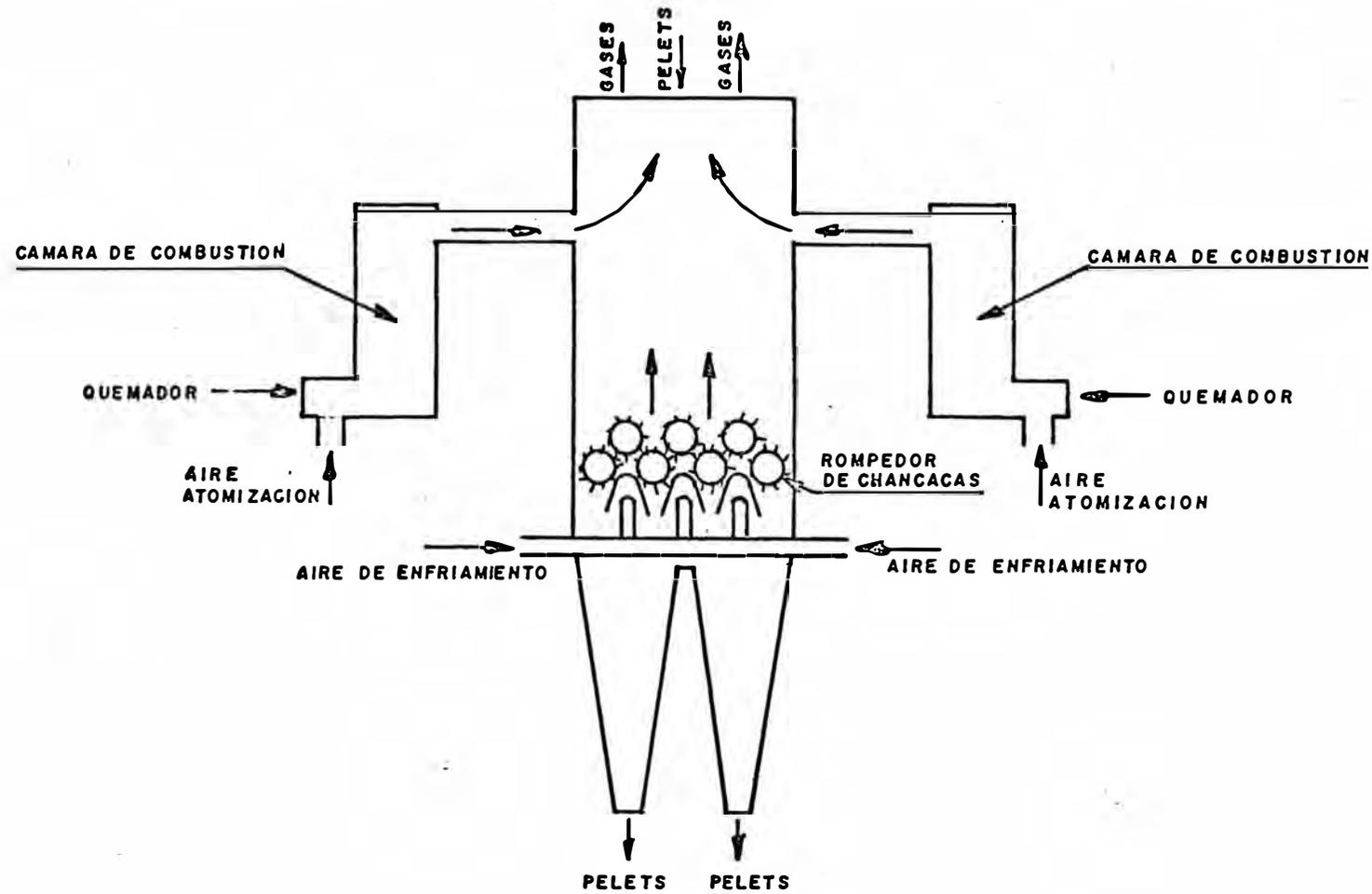


FIG. VII

HORNO VERTICAL MEDIO CON ENFRIAMIENTO EXTERIOR

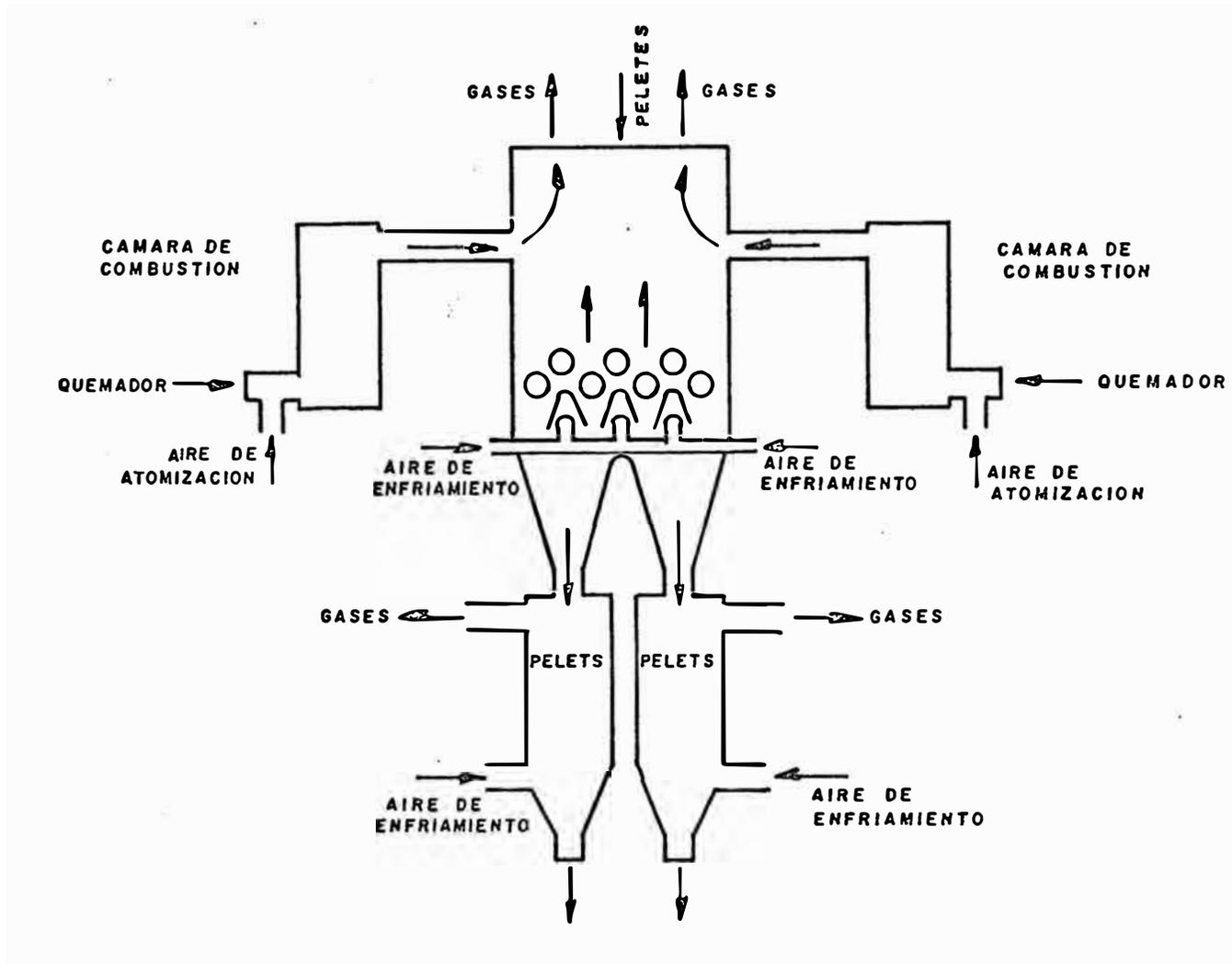


FIG-VII

HORNO MCKEE DE PARRILLAS DESLIZANTES

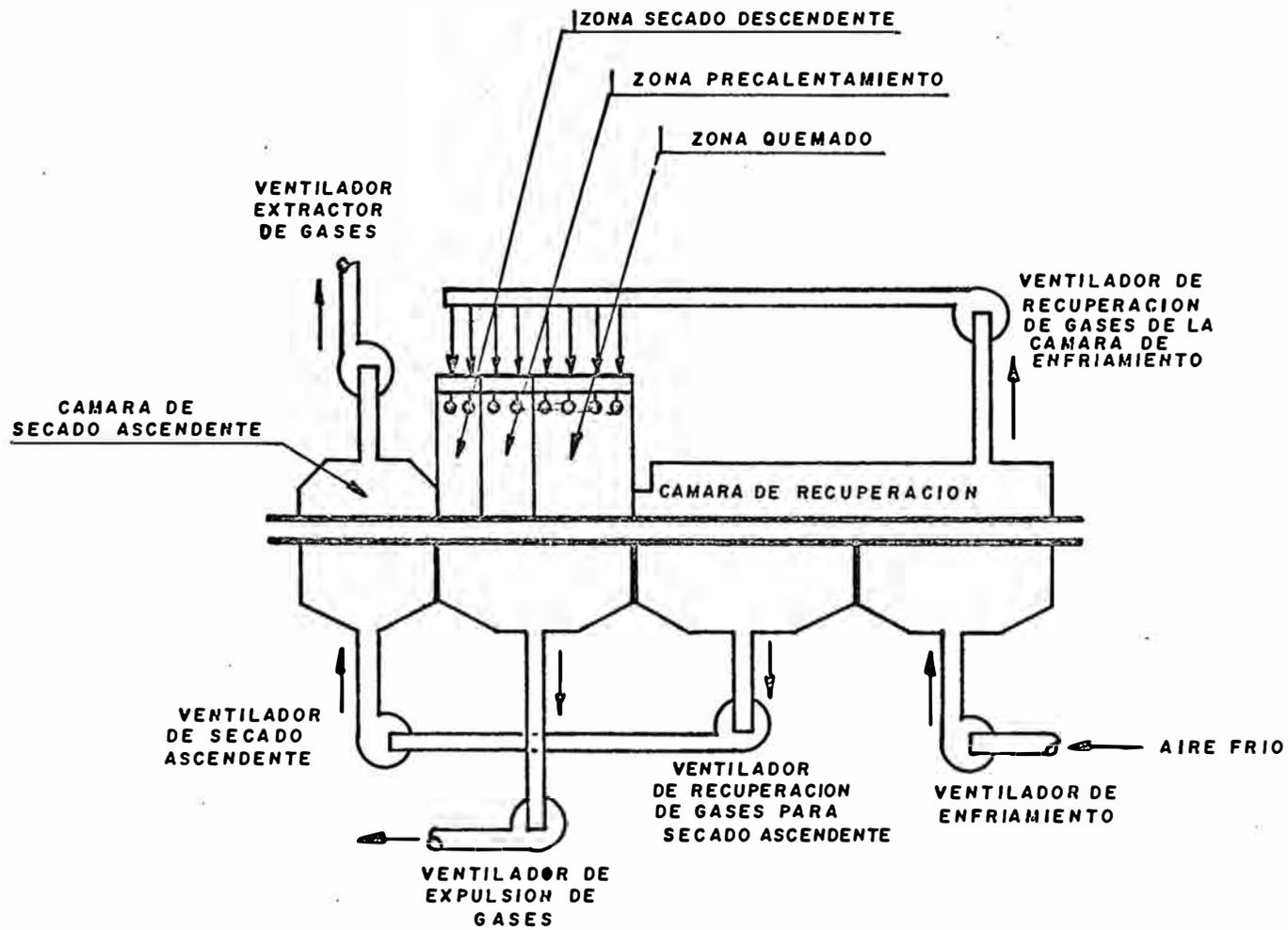


FIG. IX

DRAVO - LURGI HORNO DE PARRILLAS DESLIZANTES

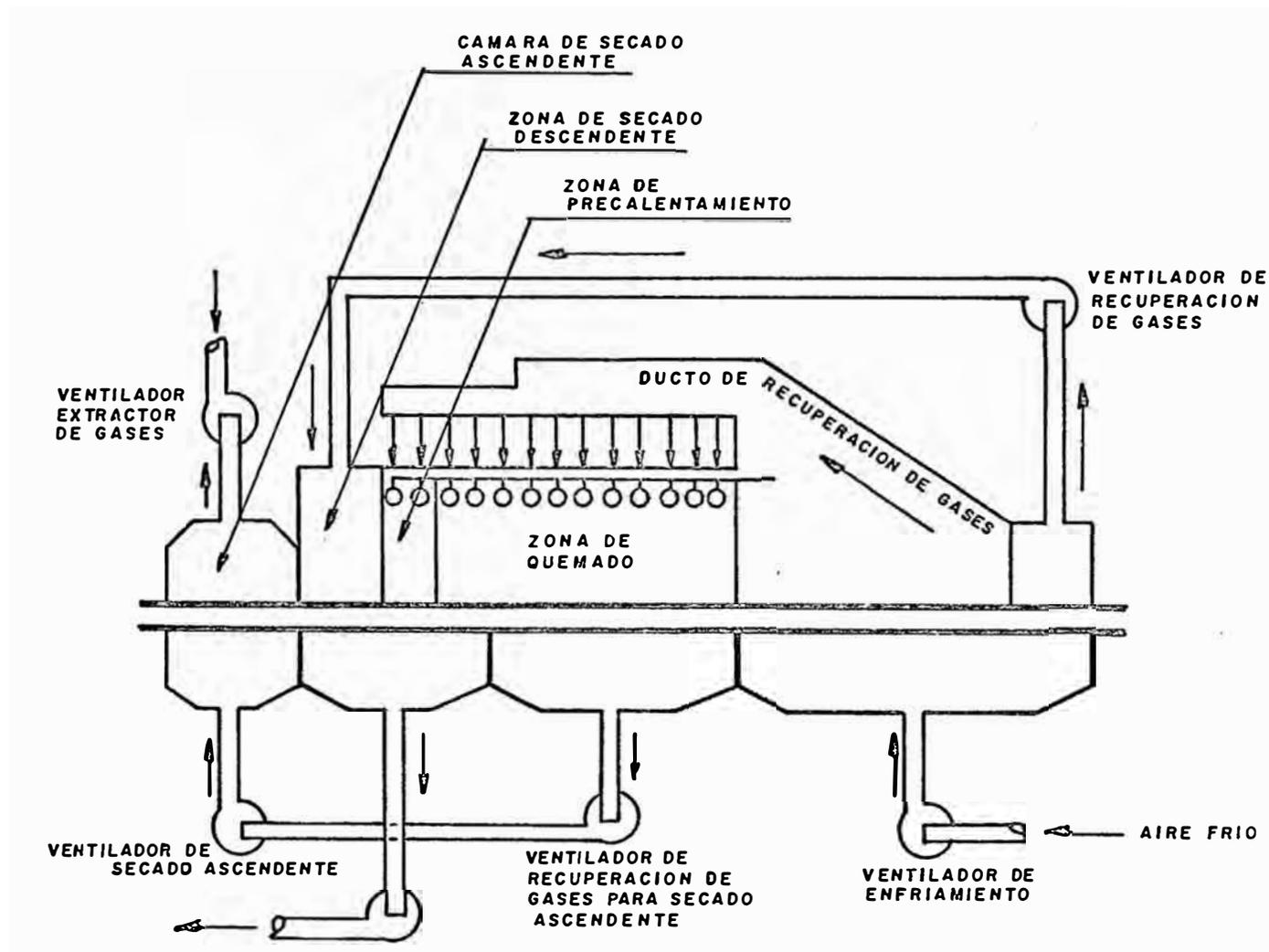


FIG. X

ALLIS CHALMERS SISTEMA DE HORNO ROTATIVO

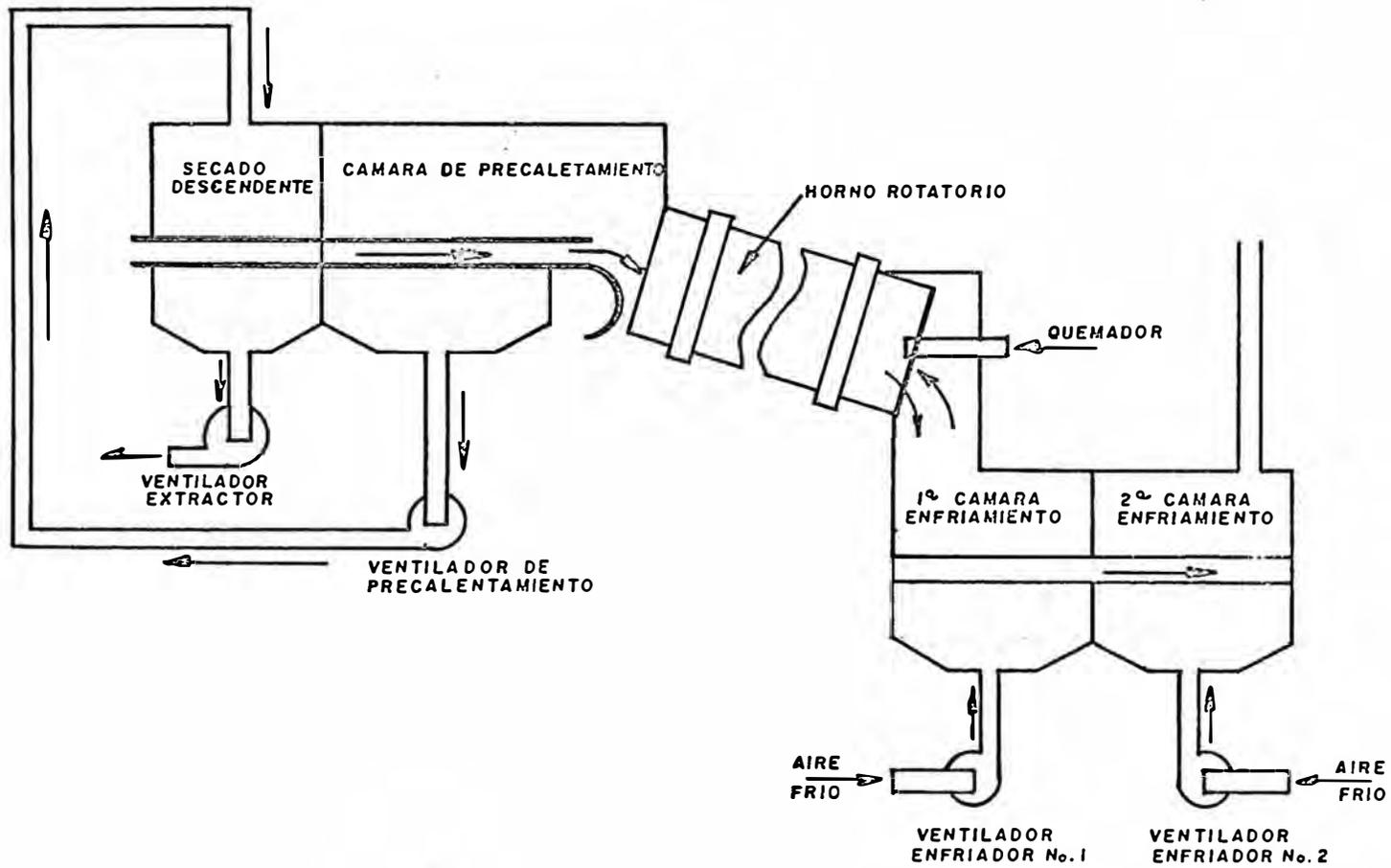


FIG. XI

ALLIS CHALMERS - SISTEMA GRATE KILS CON TRIPLE CICLO DESCENDENTE

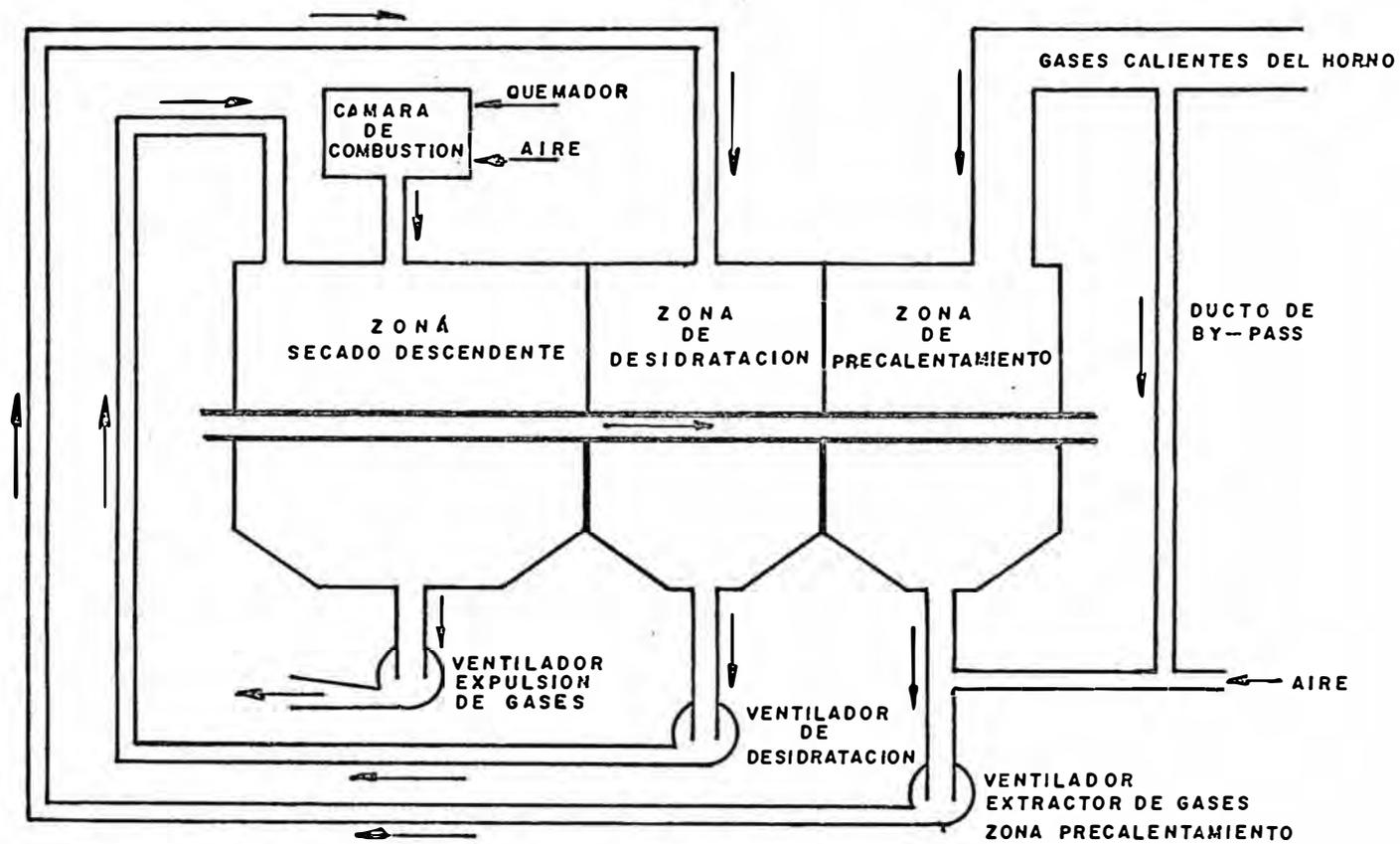


FIG. XI

IX. PLANTAS DE PELETIZACION EN MARCONA MINING COMPANY

En las plantas de San Nicolás, operan dos hornos de parrilla en la peletización por aglomeración, alcanzando 3.5 millones de toneladas largas de concentrado magnético anualmente. Línea uno, construida en 1963, fué construída por Lurgi como horno en proceso descendente, utilizando un ventilador en la recuperación de gases calientes desde la zona de enfriamiento. Esta línea se modificó en 1966 para incluir el secado ascendente y descendente lo mismo que los quemadores de paredes laterales. Línea Dos: hornos Dravo-Lurgi con una capacidad anual de 2.4 millones de toneladas, se construyó en 1966, esta línea emplea la recuperación directa de los gases calientes de la zona de enfriamiento y utilización en el proceso de gases de la zona de encendido para el secado ascendente.

PLANTA DE PELETS No. 1

FUNCIONAMIENTO Y CONSTRUCCION.

Primera línea de peletización de Marcona, en funcionamiento en Julio de 1963. Para la producción de pélets verdes se usan 3 discos granuladores de 6 metros de diámetro cada uno. Los pélets son endurecidos en una máquina de cocción que tiene una superficie de 8.2 pies por 177.1 pies. Los pélets quemados fueron enfriados en un tambor de 9.2 ft x 55.8 ft, además servía para redondear y pulir los pélets. De las 25 cajas de viento, las primeras 16 fueron usadas en el pre-encendido, encendido y después del encendido, y los últimos 9 se usaban en el enfriamiento ascendente. Habían solamente tres ventiladores en el proceso: un ventilador extractor

de gases calientes de la zona de proceso, un ventilador enfriador ascendente y un ventilador de recuperación en la cubierta para trasladar los gases calientes de la zona de enfriamiento a los quemadores.

Este horno utilizaba dos quemadores en los techos por conducto de tubo descendente y las fallas prematuras en los quemadores contribuían al frecuente mantenimiento refractario del techo. Varios cambios de diseño se probaron en las tres reconstrucciones de los techos refractarios, pero no se consiguió ningun mejoramiento. Todo este proceso contribuía a una seria corrosión en las parrillas y paletas, y si la altura de las bolas verdes era muy profunda, la humedad se desplazaba hacia las capas inferiores, debilitando las bolas verdes y perdiendo permeabilidad. Estos factores dieron como resultado tener una baja producción y alto consumo de combustible, mientras que la corrosión en las barras de las parrillas y paletas afectaban seriamente el manejo y contribuían apreciablemente a elevar los costos de operación. La fig. XIII muestra el diseño original del horno.

Después de pruebas extensivas en las parrillas y las investigaciones de la corrosión, se tomó la decisión para convertir la línea uno en un proceso de secado ascendente y descendente a fin de mejorar la performance en la zona de quemado y extender la vida del refractario, se decidió convertir también los quemadores en el techo en quemadores laterales.

MODIFICACION A SECADO ASCENDENTE

A fin de establecer una verdadera escala entre los resultados de diseño de la planta en operación fué necesario simular condiciones de funcionamiento en la planta y en la unidad de prueba. Los resultados fueron un aumento en la pro-

ducción y bajo consumo de combustible para todo el proceso.

Todos los datos mostraron que a bajas temperaturas de secado se permitía mayor fluidez de gas a través de todo el proceso. El aire seco a menor temperatura no causa tantos depósitos de humedad en el fondo de la carga como aparece a altas temperaturas, esto era lo que debilitaba y deformaba los pélets y por lo tanto la permeabilidad era más baja.

Las pruebas a 12" y 10" de profundidad de bolas verdes fueron negativas y a 9" en el ciclo se obtuvo un resultado óptimo.

En la segunda fase se estudió los efectos del secado descendente utilizando tres cajas de viento, las pruebas demostraron que con el secado descendente se abrían el fondo de la cama y permitían flujos de gas más elevados y altas temperaturas en el fondo.

Esto aumentaba la permeabilidad, permitía una disminución del ciclo de quemado y la productividad de las parrillas aumentaba.

Con el secado ascendente las bolas verdes en el fondo de la cama fueron secados primeramente y tuvieron suficiente fuerza para resistir el peso adicional desde mayores profundidades.

MODIFICACION EN EL HORNO.

En base a todos estos resultados se hicieron las siguientes modificaciones en el horno:

- 1.- Se instalaron 3 cajas de viento para el secado ascendente.

- 2.- Se agregó un ventilador secador de corriente ascendente, y un ventilador extractor para la evacuación de gases de la cámara de secado ascendente.
- 3.- Instalación de quemadores laterales.
- 4.- Controles automáticos adicionales en el cuarto de control
- 5.- Instalación de colectores de polvo multiclones en las primeras tres cajas de aire.

Las modificaciones en la línea uno se terminaron en Junio de 1966, incluía modificaciones en la tolva de protección de parrilla y arreglos en los rodillos alimentadores con el objeto de instalar una faja de 8 pies de ancho por 9 pies de largo que sirviera para recibir la carga de las tolvas de protección de parrilla y distribuirla en todo el ancho de los carros y en forma uniforme. La figura (XIV) muestra el horno después de la modificación.

Problemas observados después de las modificaciones. Se en-contraron problemas en el control de procesos y con la vida de los refractarios de los quemadores. Estos problemas se resolvieron agregando dos conductos laterales en el ducto de recuperación y adicionado una compuerta en el ducto de eva-cuación de gases con el objeto de facilitar el control del horno durante las condiciones de retención de los carros.

Durante este período se instaló también un sistema de aire frío para el enfriamiento de los soportes laterales del hor-no. Después de estas modificaciones adicionales, el horno respondió bien y siguió operando y alcanzando grandes tone-lajes; también se observaron las siguientes mejoras en el horno.

- 1.- Mejoramiento en el control de condiciones de "retención"

durante los cambios de carros o paradas de equipo.

- 2.- Mejoramiento del control de los quemadores.
- 3.- Mejoramiento del control de temperatura en la zona del horno.
- 4.- Reducción de la corrosión de las parrillas.
- 5.- Mejoramiento en el control de temperatura de los gases de recuperación.
- 6.- La vida del refractario en el horno aumentó.

La tabla No. 9, nos muestra la comparación del horno antes y después de la modificación.

PLANTA DE PELETS No. 2

En Mayo de 1966, se instaló en Marcona la segunda línea de peletización en la producción. Esta consistía de una parrilla de peletización Dravo-Lurgi de 10x288 pies con un rodillo alimentador y seis discos de peletización con un diámetro de 19'-9" trabajando en circuito cerrado y produciendo 2.8 millones de toneladas largas de pélets al año.

Tiene 44 cajas de viento y el horno está dividido por paredes divisorias dentro de seis zonas que son: zona de secado ascendente, zona de secado descendente, zona de precalentamiento, zona de quemado, 1ra. zona de enfriamiento y 2da. zona de enfriamiento.

La 1ra. zona de enfriamiento es para la recuperación directa de los gases calientes, mientras la 2da. zona de enfriamiento sirve para la recuperación de gases de baja temperatura. Seis ventiladores manipulean los gases usados durante el proceso. El ventilador de enfriamiento proporciona aire ambiental para el enfriamiento ascendente de los pélets quemados. Los gases calientes de la 1ra. zona de enfriamiento (32% del horno) son recuperados directamente a través de un ducto de 15 pies de diámetro a 1800°F y se utiliza como aire secundario de combustión en los quemadores.

El ventilador de recuperación ayuda a las tres últimas cajas de viento a mantener la descarga en el horno bajo succión y recupera gases a 600°F para el secado descendente.

El ventilador de secado ascendente en serie con el ventilador de recuperación de gases de la zona de quemado desarrolla la presión necesaria (\pm 500 mm) para atravesar la cama de pélets húmedos de la zona de secado ascendente. Los gases húmedos de esta zona son expulsados a 180°F por el ventilador de expulsión. Similarmente el Ventilador Extractor

de gases de cajas de aire de las zonas de secado descendente, precalentamiento y quemado evacúa los gases a 250°F por la chimenea. La Fig. XV nos muestra el perfil del horno tal como opera en la actualidad.

MODIFICACIONES EN EL PROCESO.

El volumen y temperatura de los gases en la 2da. zona de enfriamiento fue excesiva en el ventilador de recuperación de enfriamiento. Este flujo de gas estuvo balanceado moviendo la pared desviadora entre la 1ra. y la 2da. zona de enfriamiento unida por la descarga del horno. En el ventilador de secado ascendente las presiones requeridas para una operación normal tenían excesivas pérdidas de gas a la entrada del horno así como también en los lados laterales de la zona de secado ascendente; esto originaba que la mayor parte de la operación se trabajara con una presión de 420 mm para evitar pérdida de gas. Esto se solucionó con la instalación de un nuevo ventilador de expulsión de gran capacidad; las filtraciones de gases se rectificó al proporcionar dos falsas cajas de viento delante de las cajas de viento del ventilador de secado ascendente y conectando la campana de ventilación cerradas hacia el interior del ventilador. Con esta modificación se permitió aumentar la producción en un 3%.

MODIFICACIONES EN EL FUNCIONAMIENTO.

Para mantener una producción adicional y mantener el horno a temperatura durante paradas de ventiladores por mantenimiento, deficiencia de tonelaje o falta de fuerza, se utilizan los siguientes cambios:

- 1.- Funcionamiento del horno con Ventilador Extractor de gases de cajas de aire y Ventilador de Enfriamiento, pudiendo operar con 160 toneladas por hora y teniendo los siguientes resultados de calidad de pélets: 95.0 de Tumble Index y 452 libras de compresión.
- 2.- Funcionamiento del Horno sin el Ventilador Extractor de gases de cajas de aire; esta condición se adapta cuando la parada de dicho Ventilador es por balanceo del impulsor. Se puede operar con 125 T/H y obtener 95.2 de Tumble Index y 532 libras de compresión.
- 3.- Funcionamiento del horno sin el ventilador de expulsión; esta condición se lleva a cabo durante la limpieza de la cubierta del ventilador, se puede operar con 250 T/H y obtener 94.1 de Tumble Index y 466 libras de compresión.
- 4.- Funcionamiento del horno sin el ventilador de recuperación de gases; pudiendo operar con 260 T/H y obtener 94.5 de Tumble Index y 562 libras de compresión.
- 5.- Funcionamiento del horno sin el ventilador de secado ascendente, pudiendo operar con 260 T/H y obtener 94.5 de Tumble Index y 562 libras de compresión.
- 6.- Funcionamiento del horno sin el ventilador de recuperación, esta condición se adapta también durante las reparaciones mecánicas del túnel de recuperación, se puede operar con 300 T/H y obtener 94.1 de Tumble Index y 480 libras de compresión.

MODIFICACIONES MECANICAS

Originalmente la instalación de los rodillos alimentadores

(roller feeder) consistían de 40 rodillos de acero inoxidable de 4" de diámetro impulsados por motores de 5 HP a través de una transmisión de cadena. El undersize de los rodillos era recibido directamente por una faja situada debajo de los rodillos. Fue muy difícil mantener este equipo debido a la poca accesibilidad y el desgaste de los cojinetes entre rodillos que presentaban continuos problemas de mantenimiento. Un nuevo roller feeder modificado fué instalado con 29 rodillos de acero inoxidable y de 6" de diámetro con espacios fijados en el área de zarandeo.

Este alimentador tiene interiormente un mecanismo de lubricación accionado por cadenas por cuatro motores de 5 HP, y los rodillos son conectados a la transmisión vía acoplamiento de jebe flexible.

El undersize de los rodillos son recibidos en dos fajas transversales de 48" de ancho, es por eso que el mantenimiento y accesibilidad mejoraron. Debido a esta modificación las paradas por mantenimiento se redujeron enormemente de 94 horas a 12 horas por año. También se hicieron modificaciones para el mejor control de gases en el horno, proporcionando dos falsas cajas de aire en serie conectadas al sello del horno a la entrada del ventilador de expulsión. La falsa caja de viento más cerca a la caja de viento del ventilador de secado ascendente es rotada por un conducto de 24 pulgadas a la atmósfera, mientras la segunda falsa caja de viento es conectada a un colector de polvo.

La instalación original de cajas de viento fijas y selladas no permitieron cambios sin que el enfriamiento decaiga. Esto se corrigió con la instalación de un nuevo tipo de cierre soporte base que podía ser movida y reinstalada desde el exterior. Estos mejoramientos en los cierres facilitan el mantenimiento y reducen la pérdida de tiempo en el horno

No se hicieron mayores cambios en las paredes del horno en cuanto a refractarios, sin embargo se obtuvieron mejores resultados cambiando las paredes de los linteles que usaba refractarios Harcast ES que es una arcilla dura refractaria super calcinada con un límite de temperatura de 2800°F a Castalast G, que es un concreto refractario de alúmina con un límite de temperatura de 3200°F. Con este tipo de refractario se ha trabajado satisfactoriamente teniendo una performance satisfactoria. Otras mejoras hechas bajo este estudio incluyeron en el revestimiento de refractario más profundo en el fondo de los quemadores para combatir la penetración de escorias.

PERFORMANCE Y FUNCIONAMIENTO ENTRE LAS LINEAS 1 VS 2

Para evaluar las diferentes características del funcionamiento de las dos líneas de pélets de Marcona, debe entenderse que las comparaciones se hacen entre dos hornos diferentemente diseñados. El horno Lurgi (línea 1) está basado en la tecnología de peletización de 1960, mientras que el horno Dravo-Lurgi (línea 2) se benefició con la tecnología de 1965 y refleja una experiencia en el funcionamiento similar a plantas de Norteamérica. La nueva unidad, además tenía como otro beneficio la performance y los problemas de la línea 1.

Después de la modificación del horno Lurgi en 1966 este proceso fué balanceado para operar con tonelajes más altos. Esta línea sin embargo todavía difiere de la línea 2 en los siguientes aspectos:

1.- La línea 1, no tiene una recuperación directa de los ga

ses calientes de la zona de enfriamiento. Utiliza una alta temperatura en el túnel del ventilador de recuperación para ayudar en la recirculación de los gases calientes, mientras en la línea 2 la recirculación se hace directamente sin la ayuda de un ventilador. Desde que el ventilador impone un límite de 1000°F sobre la temperatura de recuperación de los gases calientes en línea 1, la temperatura de recuperación en la línea 2 es de 1800°F, las necesidades de combustible son más o menos en un 25% más altas para la línea 1. En la zona de quemado el calor que se obtiene por quemador es de 11 millones de BTU/Hora para la línea 1 como oposición a los 8 millones de BTU/Hora para la línea 2. Como resultado de la alta temperatura requerida en los quemadores de la línea 1, la vida de los refractarios se ve empañada seriamente a la entrada de los quemadores.

- 2.- No hay recuperación de gases de las cajas de aire de la zona de quemado de la línea 1, como hay en la línea 2 para el secado ascendente. Esto trae como resultado el mayor consumo de combustible en línea 1, como también la menor capacidad por pie cuadrado del área de parrillas, debido a la falta de control de la fluidez adicional de aire en esta zona.
- 3.- El horno de la línea 1 es un horno abierto y las paredes del horno son refrigeradas por medio de aire frío, mientras que las paredes del horno 2 son refrigeradas por agua dulce por medio de linteles que atraviesan las zonas de oxidación y de quemado. El horno 1 trabaja con succión en la zona de quemado y enfriamiento, mientras que la línea 2 trabaja neutralmente en la zona de quemado y bajo presión en la zona de enfriamiento.

Los datos para la comparación del proceso entre las dos líneas de pélets se muestra en la tabla 10.

Esto indica que los gases a baja temperatura de la línea 1 después del quemado son responsables primeramente de la baja capacidad de unidad de parrilla. Esto fué confirmado porque la temperatura de fondo de la cama obtenida con la ayuda de un par termoeléctrico colocado en la parte superior, media e inferior de las bolas verdes a la entrada del horno, empezaba a enfriarse en la zona después de quemado. Cuando la producción aumentaba, en el centro de la base estaban fríos los pélets antes de salir de la zona después de quemado, a un grado tal que la temperatura de los gases no aumentaba lo suficientemente como para completar el proceso en el fondo de la cama. Para remediar esta condición y aumentar la capacidad de la parrilla, una o dos cajas de viento después de la zona de quemado deben ser convertidos en cajas de viento de la zona de quemado o aumentar la temperatura de los gases después del quemado con la ayuda de los quemadores en los conductos descendentes.

En la actualidad se ha iniciado un estudio para ver la posibilidad de incluir una caja de viento adicional de gran capacidad que permita aumentar la temperatura de operación en la zona después de quemado, y de esta manera aumentar la productividad del horno.

TECNICA DE FUNCIONAMIENTO Y CONTROL DE PROCESOS

Ambas líneas incluyen modernas oficinas para el control central, y todo el control directo del funcionamiento de peletización desde el concentrado filtrado hasta el almacenaje de pélets.

Día a día se han encontrado útiles los siguientes controles adicionales en el funcionamiento así como un plan de mejoramiento de elevados niveles.

- 1.- Operación del horno: El chequeo diario y continuo de la llama del quemador, aceite y presión de aire y cualquier desviación en los controles de la válvula de petróleo.
- 2.- Temperaturas de refractarios: En cada turno se chequean dos veces los refractarios de los troneras con el pirómetro óptico, y se hacen los ajustes necesarios en los quemadores cuando la temperatura del refractario excede de los límites de seguridad. La temperatura del refractario en las paredes laterales también se chequean dos veces en cada turno, es por eso que se puede informar cuando la termocupla (par termoeléctrico) funciona mal en la cubierta del horno.

Después de los cambios de refractarios en el horno, las termocuplas se colocan en las entrada y paredes laterales. Estas se usan en el control de la temperatura durante el secado del refractario y el calentamiento del horno después de la reparación.

Se mantienen controles estrictos de temperatura de gases

del proceso que manejan los ventiladores para evitar repentinos cambios de calor que podrían resultar del mal funcionamiento de los ventiladores.

Adicionalmente, se chequean los puntos de las vibraciones de los ventiladores dos veces por semana con un instrumento de vibración I R D.

La presión del horno y las succiones o presiones de los ventiladores son chequeados dos veces por semana con un manómetro de tubo en "U" para establecer la calibración de los instrumentos de los cuartos de controles.

Para mantener una buena calidad en el producto sobre una base continua, el siguiente control se lleva a cabo cada hora.

- a) Chequeo de la cama de pélets verdes y la correcta descarga de la protección de cama y la protección lateral de pélets.
- b) Se observa detenidamente el quemado de los pélets en la descarga de la máquina para localizar las fallas o un quemado deficiente que son el resultado de una mala distribución en el fondo de la cama.
- c) Se chequea la temperatura con pirómetro óptico en las capas superiores de la cama de pélets en la zona de quemado.

Para el control de los patrones de temperatura se hacen correr termocuplas instrumentadas colocadas en la parte superior, media e inferior. Estas lecturas suministran las actuales temperaturas de proceso.

Para asegurar una gran permeabilidad, se mantiene un estricto control en la limpieza de las parrillas.

En el trabajo de Marcona, el mantenimiento de las parrillas limpias es un continuo trabajo y este problema está mas pronunciado en el horno Dravo-Lurgi, que tiene cuatro filas de barras de parrillas en oposición de las tres filas de la línea uno. Sobre las descargas se observan que las dos primeras filas de barra de parrilla se desgastan mas lentamente que las dos últimas, principalmente debido a la acción zarrandeadora de las barras ya que cuando el carro recibe la carga, las barras tienden a ladearse un poco y los pélets se deslizan y llenan los espacios abiertos de las dos primeras líneas.

La calidad del producto de las primeras dos filas tienden a ser más baja en comparación al de las dos últimas filas, y la pérdida de peso en las barras de parrilla es más alto en las dos últimas filas sobre la cantidad diferencial del flujo del aire. Esta situación se mejoró cambiando una barra de parrilla de 5.7 libras con abertura entre barras de 3/16" a una barra de parrilla de 8.2 libras con una nueva medida de 5/16" de abertura entre barras reduciendo a 1/8" la abertura de parrillas con lo cual hace que permanezcan más limpias.

TABLA No. 9

PRODUCCION Y OPERACION DE LINEA No.1 CON Y SIN VENTILADOR DE SECADO ASCENDENTE

OPERACION DEL HOFNO	PELETS QUEMADOS			CONCENTRADO(Filter Cake)					CONSUMO DE PETROLEO	
	T/Hr.	Tumble Index (1/4"ASTM)	Comp. Lbs.	Blaine (gr/cm2)	% -325M	% H2O	% S	% FeO	Gal/LT	BTU/LT
Antes de la modificación	127	93.9	505	1316	68.0	8.6	0.27	25.8	8.6	1'283,000
Después de la modificación	159	93.9	460	1366	67.0	8.5	0.25	27.0	5.0	746,150

TABLA No. 10

TIEMPO DE PROCEDIMIENTO Y UNIDAD DE LA CAPACIDAD LINEA 1 VS LINEA 2

Z de horno	<u>LINEA # 1</u>				<u>LINEA # 2</u>				<u>Líneas #1 -#2</u>	
	3,500 Ton/Día Velocidad: 2 m/min. 5.0 M ² /Caja de Aire(2.5 mx2.0 m)				8,000 Ton/Día Velocidad: 3.8 m/min. 6.1 M ² /Caja de Aire(3.05 mx2.0 m)				%	
	<u>No.de</u> <u>Cajas</u> <u>de Aire</u>	<u>Tiempo</u> <u>Min.</u>	<u>Area</u> <u>M²</u>	<u>T/M²/Día</u>	<u>No.de</u> <u>Cajas</u> <u>de Aire</u>	<u>Tiempo</u> <u>Min.</u>	<u>Area</u> <u>M²</u>	<u>*T/M²/Día</u>	<u>Tiempo</u>	<u>T/M²/Día</u>
<u>ZONA</u>	<u>ZONA</u>	<u>ZONA</u>	<u>ZONA</u>	<u>ZONA</u>	<u>ZONA</u>	<u>ZONA</u>	<u>ZONA</u>	<u>Acum.</u>	<u>Acum.</u>	
Secado ascendente	3	3	15	233.3	6	3.16	36.6	218.6	- 5.3%	+ 6.3%
Secado descendente	2	2	10	350.0	3	1.58	18.3	437.2	+ 5.2%	- 4.1%
Pre calentamiento	4	4	20	175.0	7	3.68	42.7	187.4	+ 5.4%	- 5.4%
Quemado	4	4	20	175.0	8	3.16	48.8	163.9	+10.9%	-10.8%
Después de quemado	5	5	25	140.0	3	2.63	18.3	437.2	+21.1%	-24.9%
Enfriamiento	<u>9</u>	<u>9</u>	<u>45</u>	<u>77.8</u>	<u>17</u>	<u>8.95</u>	<u>103.7</u>	<u>77.1</u>	<u>+14.2%</u>	<u>-14.9%</u>
T O T A L	27	27	135	25.9	44	23.16	268.4	29.8	+14.2%	-14.9%

* T/M²/Día = Toneladas x M² x día.

HORNO DE PELETIZACION LINEA No. 1 DISEÑO ORIGINAL

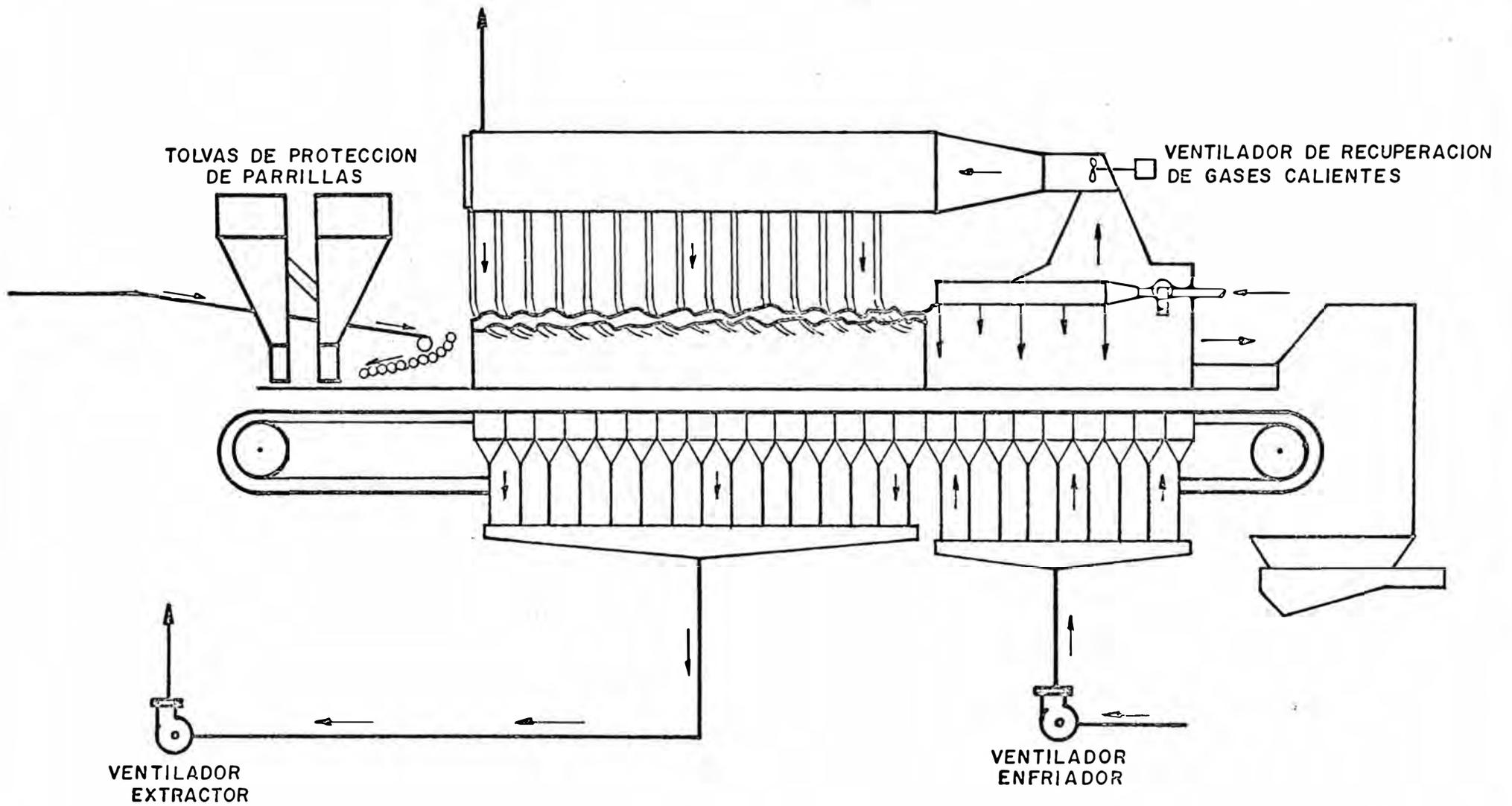
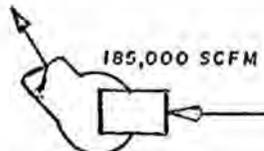
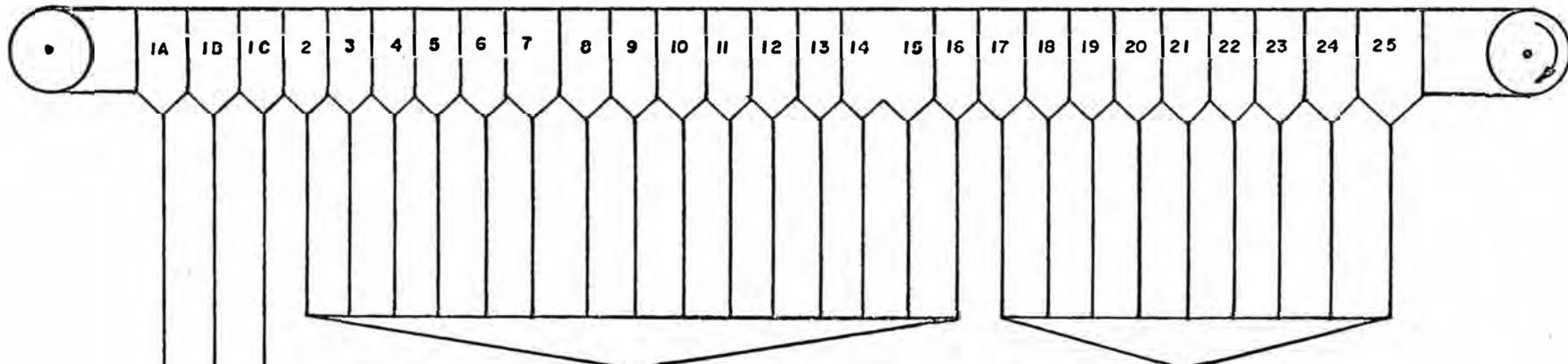
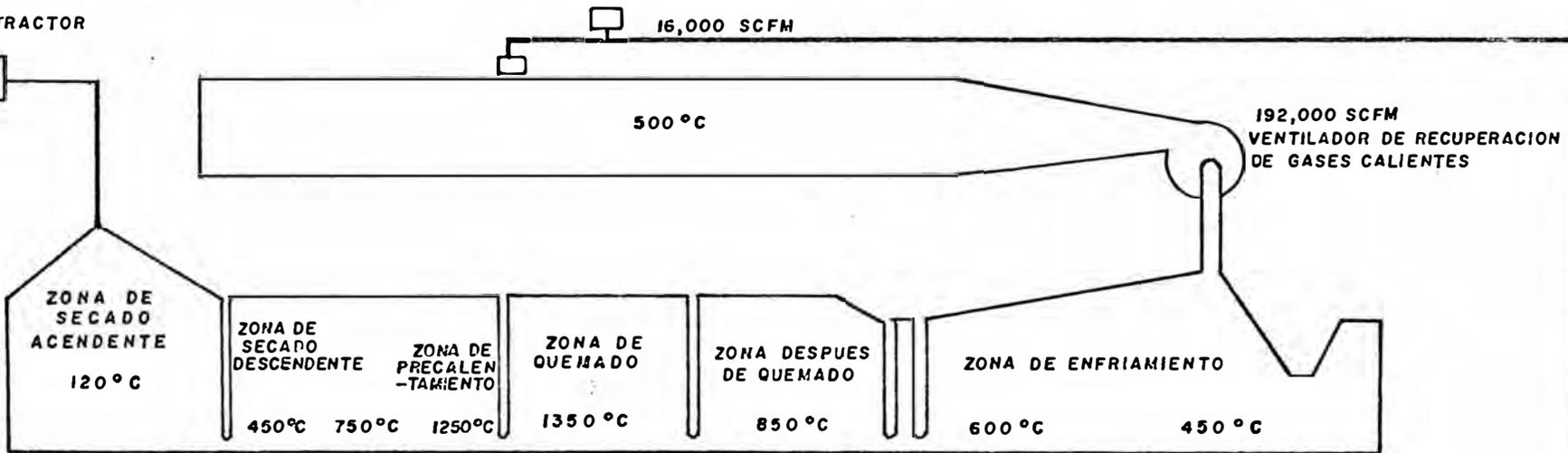
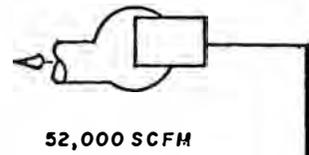


FIG. XIII

VENTILADOR EXTRACTOR



VENTILADOR EXTRACTOR
DE GASES DE CAJAS DE AIRE

70,000 SCFM

VENTILADOR SECADO ASCENDENTE

206,000 SCFM

VENTILADOR ENFRIADOR

FIG. XIV

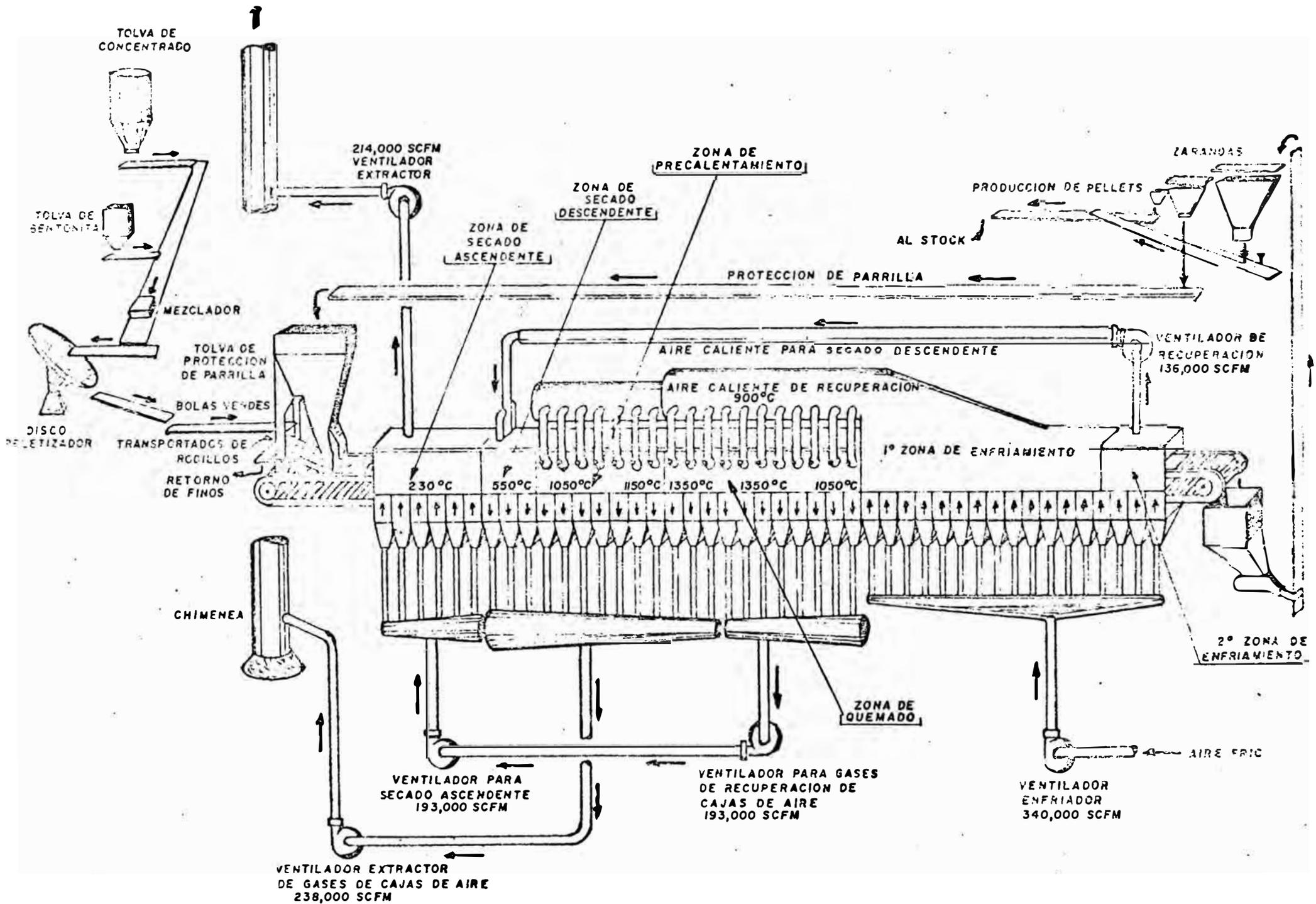


FIG. XV

X. PRUEBAS EFECTUADAS EN PLANTA

PRUEBAS EFECTUADAS EN PLANTA PELETS.

Durante los años 1967, 1968, 1969, 1970 y comienzos de 1971 el contenido de azufre en el concentrado para pélets gradualmente aumentó de 0.3 por ciento llegó hasta un promedio de 0.6 por ciento. El aumento del contenido de azufre en bolas verdes fue seguido por el aumento de magnetita, expresado como FeO , en los pélets quemados. Con el aumento de FeO en los pélets quemados, las cualidades de los pélets tales como el índice de Tumble y la resistencia a la compresión empezaron a desmejorar, dando por resultado la disminución de tonelaje de alimentación al horno y los cambios de perfil térmico del horno de peletización.

Un programa extenso de investigación se realizó, con el fin de estudiar los problemas existentes en ambas líneas de peletización, mejorar la calidad de los pélets e incrementar la producción. Las pruebas que se realizaron en ambas líneas fueron las siguientes:

- 1.- Perfil de temperaturas en la cama de pélets.
- 2.- Compresiones por zonas en la descarga de ambos hornos.
- 3.- Velocidades y volúmenes de gases en el ducto de los ventiladores.

PROCEDIMIENTO

En la determinación de temperaturas en el proceso de peletización, se colocaron en la entrada del horno, tres termocuplas; cada una, a una altura diferente en el perfil de la ca

ma del carro de prueba. Hemos obtenido las temperaturas reales existentes que hay a lo largo de todo el proceso de oxidación y endurecimiento en el horno. En total se realizaron ocho pruebas de las cuales una en cada horno fué con 0.720 por ciento de azufre en bolas verdes; y las restantes pruebas con 0.330, 0.365 y 0.262 por ciento de azufre en bolas verdes.

Una vez concluída la determinación de temperaturas en el horno, se tomaron muestras por zonas en la descarga, en la sección transversal; y se hicieron compresiones por zonas y por línea en la prensa Carver. También separamos Pélets de cada una de las zonas para la determinación de FeO. En total se hicieron 5,000 compresiones. El tamaño de los pélets sometidos a esfuerzos de compresión ha sido la fracción - 1/2 + 7/16 pulgadas.

Las presiones de los gases en los ductos de los ventiladores los hemos medido con el tubo Pitot y las temperaturas han sido determinadas con termómetro.

La información acumulada durante estas pruebas se muestra en tablas 11, 12, 13, 14 y en los apéndices A y B. Así mismo las temperaturas registradas en cada prueba han sido graficadas.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DE ESTAS PRUEBAS.

1.- En la línea # 1, con todos los datos obtenidos en 1971, y en las pruebas efectuadas en los años 1969, 1970, hemos tenido suficientes pruebas para determinar la baja compresión en el tope de la cama; cuando la temperatura de quemado es de 1375°C (Ver cuadro comparativo tabla 15). De los resultados de estas pruebas y a partir del año 1971 en la zona de quemado estamos trabajando con una temperatura de

1350°C, ya que muchas veces en el tope de la cama la temperatura llegaba a 1400°C, y a esta temperatura ya existe reversión de la oxidación.

- 2.- Los resultados obtenidos también nos indican que la relación que existe entre el alto contenido de FeO y la baja compresión en el tope de la cama se debe a que la reacción de oxidación de la magnetita se hace reversible.
- 3.- De los volúmenes de gases calculados (ver tabla 11), para los ventiladores de la línea No. 1 se deduce que el ventilador extractor de la cámara de secado ascendente estaba trabajando muy por debajo de la capacidad de diseño que es de 65,400 SCFM; y además el flujo de gases a través del ventilador de secado ascendente (ver tabla 11) aparentemente no atravesaba la cama en la zona de secado ascendente y era la causa de que no existiera un secado eficiente. Este problema se solucionó estrangulando la compuerta de entrada de aire frío al ducto de secado ascendente en un 30 por ciento y abriendo 10% más la compuerta de gases calientes del ducto de recuperación; con esto conseguimos aumentar la presión de secado ascendente y la temperatura en la zona de secado ascendente aumentó a 120°C.
- 4.- En línea No. 2, en los años 1969, 1970 y comienzo de 1971 se estuvo trabajando con temperaturas de 1350 y 1375°C, en la zona de quemado en igual forma que la línea No. 1 y con los mismos problemas de calidad. De todas estas pruebas realizadas y en especial el apéndice B donde nos muestra la excelente permeabilidad y las temperaturas neces-

rias en cada zona del proceso de peletización nos llevó a confeccionar patrones de temperaturas para los distintos niveles de azufre en las bolas verdes (ver Tabla 16)

Estos trabajos realizados en planta nos dieron la información necesaria para operar cuando se tenga el porcentaje de azufre en las bolas verdes mayor a 0.350; como también la temperatura necesaria de quemado. Hoy en día podemos afirmar con toda certeza que para las condiciones actuales de operación en los dos hornos podemos obtener péletes de buena calidad con azufre de 0.450 por ciento en las bolas verdes y sin disminuir el tonelaje de alimentación al horno. Para porcentajes mayores a 0.500 de azufre en las bolas verdes se tiene que sacrificar muchas veces hasta el 20 por ciento de la alimentación a los hornos para tener una calidad aceptable ya que en las condiciones actuales los hornos de peletización no lo permiten.

TABLA No. 11

BALANCE DE GASES LINEA #1

PUNTOS DE MUESTREO	Pres.de Veloc. Pulg.H2O	Area Ducto Ft2	Veloc. Ft/min	Temp. Gas °F	Volumen ACFM	Volumen SCFM
Ducto salida ventilador enfriador	0.95	53.8	3,890	65	209,280	206,000
Ducto salida ventilador de recuperación	0.13	213.7	2,520	1000	538,790	192,000
Aire frío entrada al ducto de Sec. Ascend.	0.47	6.3	2,740	90	17,120	16,000
Ducto del ventilador extrac. gases caja de aire	0.33	110.0	2,930	390	322,300	185,000
Ducto de salida ventilador de secado ascendente	0.97	30.3	5,340	536	129,500	70,000
Ducto del ventilador extrac. cámara secado ascendente.	0.76	16.8	3,800	176	64,000	52,000

BALANCE DE GASES LINEA # 2

Ducto salida ventilador enfriador	1.43	69.5	4,770	65	331,700	340,000
Ducto salida ventilador de recuperación	0.5	44.2	4,220	716	186,520	83,000
Ducto del ventilador extrac. gases de caja de aire	1.7	56.6	6,020	280	340,730	238,000
Ducto del ventilador de recup. cajas de aire	0.8	75.3	4,880	518	367,460	193,000
Ducto del ventilador secado ascendente	1.6	50.2	6,910	518	346,880	193,000
Ducto del ventilador extrac.	0.23	129.3	2,050	185	265,500	214,000

TABLA No. 12

COMPRESIONES POR ZONASLINEA # 1

<u>% S</u>	<u>Compr. Lbs</u>	<u>FeO</u>	<u>Compr. Lbs</u>	<u>FeO</u>	<u>Compr. Lbs</u>	<u>FeO</u>
0.330	454	3.8	388	4.3	481	2.2
0.365	444	3.6	357	5.7	407	3.1
0.283	437	1.6	408	3.0	526	2.0
0.720	410	3.2	375	4.8	495	2.3

PROTECCION DE PARRILLA

Protección
de
Cantonera

LINEA # 2

<u>% S</u>	<u>Compr. Lbs</u>	<u>FeO</u>	<u>Compr. Lbs</u>	<u>FeO</u>	<u>Compr. Lbs</u>	<u>FeO</u>
0.327	492	1.8	622	2.1	669	2.2
0.262	697	1.7	629	2.3	680	2.0
0.375	451	2.0	472	2.2	479	2.1
0.564	437	2.8	456	2.5	429	3.0

PROTECCION DE PARRILLA

Protección
de
Cantonera

LINEA #1

MATERIALES ENTRANTES Y CALIDAD DE PELETS QUEMADOS

CONCENTRADO (Filter Cake)			BENT.	BOLAS VERDES				TONELAJE	ALTURA DE CAMA(pulg.)		PELETS QUEMADOS	
Blaine gr/cm2	% Húmeda	% S	Lbs/LT	Compr. Húmeda	Compr. Seca	Caídas No	% -5/8+3/8	LTPH	Protección De Parrilla	Bolas Verdes	Compr. Lbs.	Tumble Index
1550	8.4	0.330	15.0	1.6	6.1	5.2	96.3	150	3.5	10.5	466	93.1

TEMPERATURAS FIJAS EN EL CUARTO DE CONTROL

ZONA DE PRE-CALENTAMIENTO		ZONA DE QUEMADO
Registro Cont. Temp. (Quem.5)	Registro Cont. Temp. (Quem.7)	Registro Cont. Temp.(Quem.8-11)
750°C	1200°C	1350°C

TEMPERATURAS DEL PERFIL DEL HORNO REGISTRADAS EN EL CUARTO DE CONTROL

ZONAS	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Temp. °C	500	550	800	1000	1130	1225	1300	1330	1340	1350	750	650	600	600

PRESIONES Y TEMPERATURAS DE LAS CAJAS DE AIRE

CAJAS DE AIRE No.	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Temperaturas °C	200	180	160	120	120	120	140	180	240	320	400	480	540	560
Presiones mm H2O	300	420	450	600	720	570	570	570	570	570	570	570	570	540

MATERIALES ENTRANTES Y CALIDAD DE PELETS QUEMADOS

CONCENTRADO (Filter Cake)			BENT.	BOLAS VERDES			TONELAJE	ALTURA DE CAMA (Pulgadas)		PELETS QUEMADOS	
Blaine (gr/cm ²)	% Humedad	% S	Lbs/LT	Compr. Húmeda	Compr. Seca	Caídas No	LTPH	Protección De Parrilla	Bolas Verdes	Compr. Lbs.	Tumble Index
1482	8.6	0.262	15.0	1.6	5.6	5.0	320	3.0	11.0	601	96.5

TEMPERATURAS FIJADAS EN EL CUARTO DE CONTROL

ZONA DE PRE-CALENTAMIENTO		ZONA DE QUEMADO	
Registro Cont. Temp.(Quem.13)	Registro Cont. Temp.(Quem.15)	Registro Cont. Temp.(Quem.17)	Registro Cont. Temp.(Quem.23)
1050°C	1150°C	1330°C	1330°C

TEMPERATURAS DEL PERFIL DEL HORNO REGISTRADAS EN EL CUARTO DE CONTROL

ZONAS	7	9	10	12	14	17	19	21	23	25	27
Temp.°C	615	475	865	1140	1150	1250	1320	1330	1290	1155	1050

PRESIONES Y TEMPERATURAS DE LAS CAJAS DE AIRE

CAJAS DE AIRE #	2	3	4	5	6	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	29	32
Temperaturas °C						150	12	110	115	200	120	130	100	160	170	190	200	220	260	280	360	450	480	530		
Presiones mm H2O	500	500	500	500		360	37	340	240		450	400		475		340	425		540	560	575	580	400	40		

TABLA No. 15

CUADROS COMPARATIVOS DE LAS PRUEBAS EFECTUADAS
EN PLANTA PELETS CON DIFERENTES TEMPERATURAS DE QUEMADO

LINEA #1Temperaturas de Cama °C

<u>Pruebas</u>	<u>Compr. (Lbs.)</u>	<u>Zona Pre-Quemado</u>		<u>Zona de Quemado</u>		
		<u>Quemador #7</u>		<u>Quem. #9</u>	<u>Quem. #10</u>	<u>Quem. #11</u>
A	376	1175		1310	1225	1400
B	388	1200		1330	1360	1390
C	454	1205		1250	1330	1350
D	416	1280		1350	1360	1360
E	466	1200		1330	1340	1350
F	453	1250		1330	1340	1340

LINEA #2Temperaturas de Cama °C

<u>Pruebas</u>	<u>Compr. (Lbs.)</u>	<u>Zona Pre-Quemado</u>		<u>Zona de Quemado</u>	
		<u>Quem. #13</u>	<u>Quem. #15</u>	<u>Quem. #17</u>	<u>Quem. #23</u>
A	392	1100	1300	1375	1350
B	497	1050	1135	1350	1350
C	445	1125	1270	1310	1290
D	557	1050	1150	1350	1350
E	601	1050	1150	1330	1330
F	583	1050	1150	1330	1330

CONDICIONES DE OPERACION DE LOS HORNOS DE PELETIZACION

LINEA # 1

		<u>Temperaturas °C</u>			
<u>Ton./Hr.</u>	<u>Velocid.</u>	<u>Zona Pre-Calentamiento</u>		<u>Zona de Quemado</u>	
<u>½ S</u>	<u>* B.Verdes</u>	<u>mts/min</u>	<u>Quem. # 5</u>	<u>Quem. # 7</u>	<u>Quemadores 8-11</u>
0.50	100/120	1.2/1.4	750	1200	1350
	120/150	1.5/1.6	750	1200	1350
	150/180	1.8/2.0	750	1200	1350
0.60	100/120	1.2/1.4	700	1180	1330
	120/150	1.5/1.7	700	1180	1330
	150/180	1.8/2.0	700	1180	1330
0.70	100/120	1.2/1.4	650	1150	1330
	120/150	1.5/1.7	650	1150	1330
	150/180	1.8/2.0	650	1150	1330

LINEA # 2

		<u>Temperaturas °C</u>				
<u>Ton./Hr.</u>	<u>Velocid.</u>	<u>Zona Pre-Calentamiento</u>		<u>Zona de Quemado</u>		
<u>½ S</u>	<u>B.Verdes</u>	<u>mts/min</u>	<u>Quem. # 13</u>	<u>Quem. # 15</u>	<u>Quem. # 17</u>	<u>Quem. # 23</u>
0.50	300/330	2.3/2.5	1000	1130	1350	1350
	330/370	2.6/2.8	1000	1130	1350	1350
	370/420	2.9/3.3	1000	1130	1350	1350
0.60	300/330	2.3/2.5	950	1100	1320	1320
	330/370	2.6/2.8	950	1100	1320	1320
	370/420	2.9/3.3	950	1100	1320	1320
0.70	300/330	2.3/2.5	800	1050	1320	1300
	330/370	2.6/2.8	800	1050	1320	1300
	370/420	2.9/3.1	800	1050	1320	1300

* B.Verdes = Bolas verdes

APENDICE A" PERFIL DE TEMPERATURAS LINEA No.1

TEMPERATURA °C

1350

1200

1050

900

750

450

300

150

1 1A 2 3 4 5 6 7 8 9 10 11 12 13 14 15 16 17 18

SECADO ASCU.

ZONA DE PRE-CALENTAMIENTO

ZONA DE QUEMADO

ZONA DESPUES DE QUEMADO

ENFRIAMIENTO

TERMOCUPLA "C"

TERMOCUPLA "B"

TERMOCUPLA "A"

5"

4"

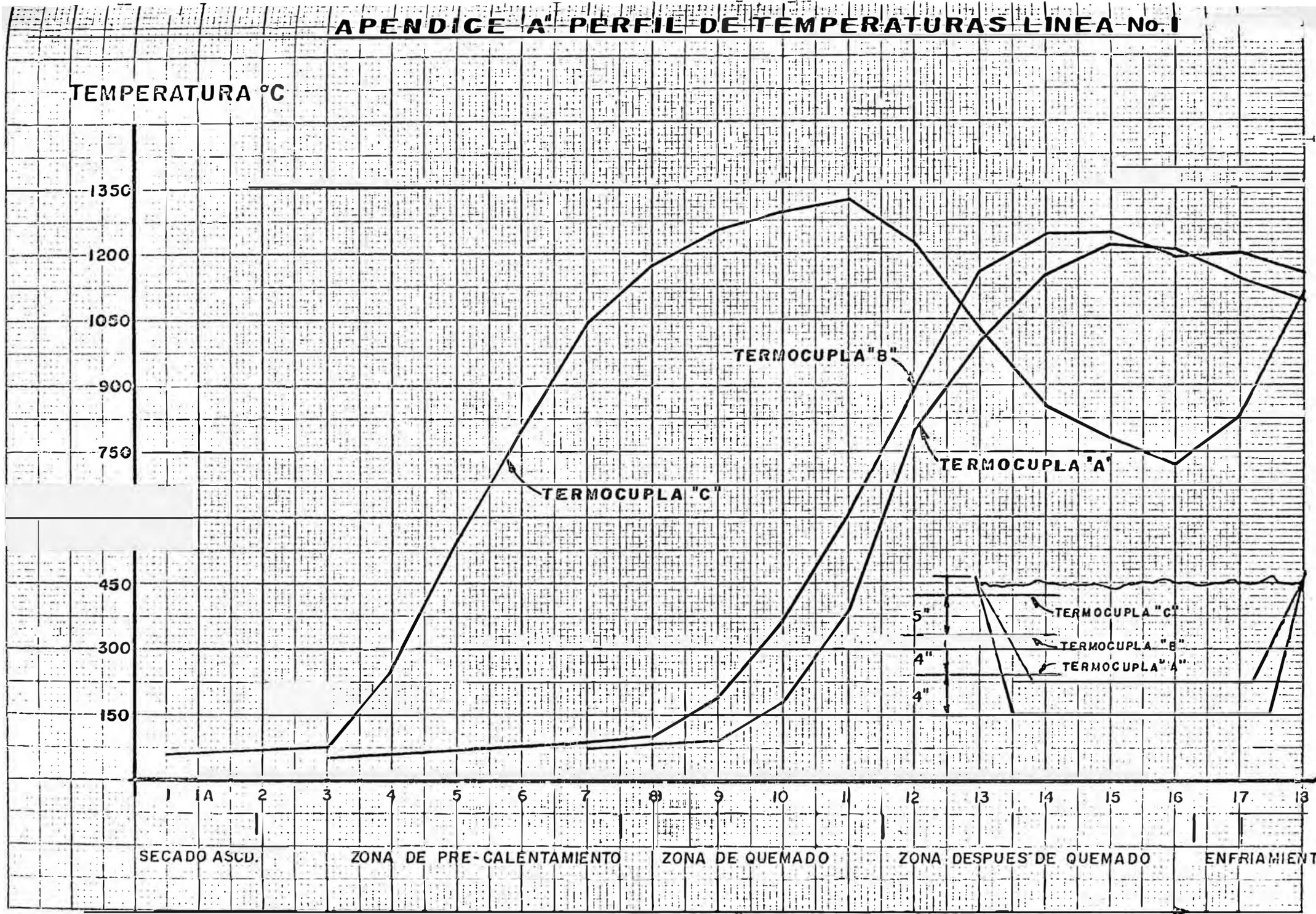
4"

TERMOCUPLA "C"

TERMOCUPLA "B"

TERMOCUPLA "A"

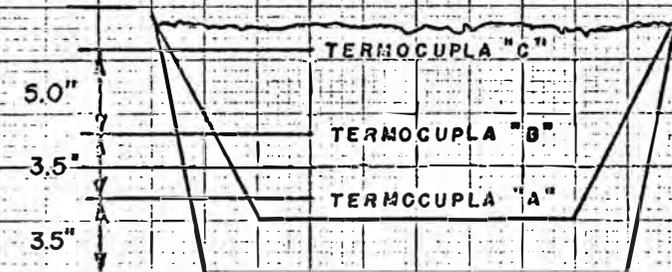
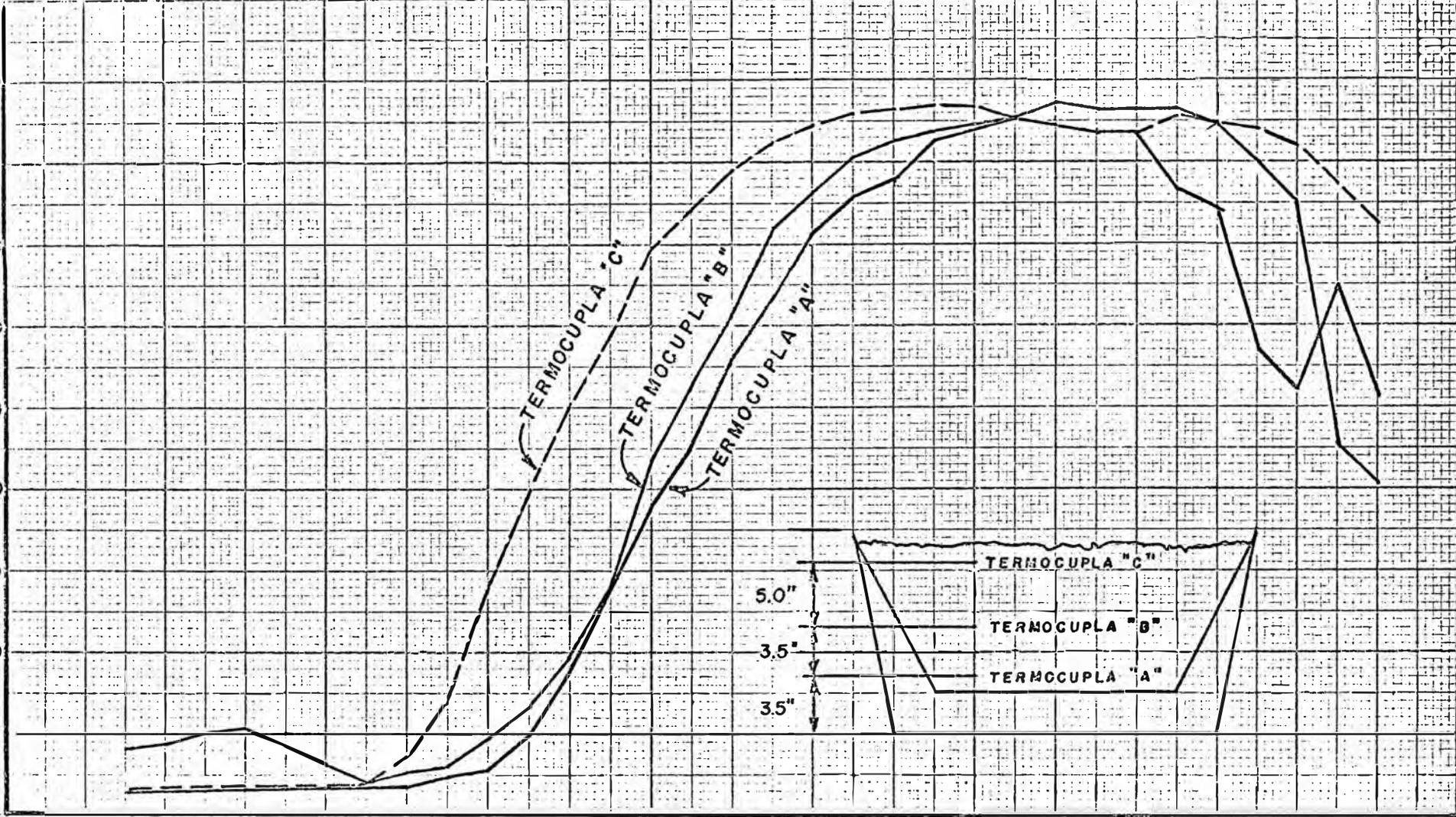
CAJAS DE AIRE



APENDICE B - PERFIL DE TEMPERATURAS LINEA N. 2

TEMPERATURA °C

1350
1200
1050
900
750
600
450
300
150



2 4 6 8 10 12 14 15 18 20 22 24 26 23 30 32 34
 SECADO ASCD. ZONA PRE-CALENTAMIENTO ZONA DE QUEMADO DESPUES DE QUEMADO ZONA DE ENFRIAMIENTO

CAJAS DE AIRE →

PRUEBAS EFECTUADAS EN LA PLANTA DE FLOTACION

Con la nueva expansión de la planta de flotación se efectuó un programa con el fin de evaluar la performance de todos los circuitos de flotación.

La evaluación incluía los siguientes:

- 1.- Determinación del azufre rechazado por grupos de las cinco celdas operadas en serie.
- 2.- Determinación de las espumas rechazadas y las pérdidas de unidades de fierro que se perdían en las colas.

RESULTADOS:

- 1.- Los resultados del azufre rechazado en una forma sumariada es la siguiente:

	<u>LINEAS 1-4</u>		<u>LINEAS 5-6</u>		<u>LINEAS 7-8</u>	
	<u>% S</u>	<u>% Peso de Azufre Rechazado</u>	<u>% S</u>	<u>% Peso de Azufre Rechazado</u>	<u>% S</u>	<u>% Peso de Azufre Rechazado</u>
Aliment. a Flotac.	0.402	.-	0.600	.-	1.287	.-
U/F(5 prim. celdas)	0.239	41.1	0.359	41.8	0.537	60.7
U/F(5 segun. celdas)	0.170	<u>17.6</u>	0.267	<u>15.3</u>	0.439	<u>8.3</u>
T O T A L. :		58.7		57.1		69.0

- 2.- Las espumas rechazadas como porcentaje en peso de la alimentación a flotación es 2.1%, 3.6% y 6.4% para las líneas 1-4, 5-6 y 7-8 respectivamente como se puede ver en la tabla No. 17.
- 3.- Las pérdidas de unidades de fierro son: 1.1% en peso, 2.2% en peso y 3.8% en peso de las unidades de fierro en la alimentación a flotación para las respectivas líneas.
- 4.- El tonelaje calculado de las espumas de flotación para una operación normal es:

ALIMENTACION A FLOTACION' ESPUMAS DE FLOTACION

<u>Circuitos</u>	<u>Ton./Hr.</u>	<u>% Peso</u>	<u>Ton./Hr.</u>
Líneas 1-4	240	2.1	5.0
Líneas 5-6	270	3.6	9.7
Líneas 7-8	270	6.4	17.3
T O T A L :	780	4.1	32.0

Ton. de espumas por mes:

$32 \text{ ton/hr.} \times 90 \text{ tiempo de operación} \times 30 \text{ días/mes} = 20,736 \text{ Ton/Mes.}$
100

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DE ESTAS PRUEBAS.

- 1.- Los resultados del rechazo de azufre en la flotación de las líneas 1-4 y 5-6 son satisfactorios; mas no así en el circuito 7-8

- 2.- Para mejorar las pérdidas de unidades de fierro en las líneas 7-8 y disminuir el % de azufre en el under-flow deberíamos adicionar el xantato por etapas.
- 3.- Debido al incremento de unidades de fierro en las espumas de flotación era necesario la instalación de un circuito permanente de retratamiento de espumas.
- 4.- El diagrama de flujo para este circuito se puede ver en la fig. B.

CIRCUITO DE RETRATAMIENTO DE ESPUMAS.- PRUEBAS EN PLANTA

Se corrieron cinco pruebas de 8 horas cada una en operación normal de la planta de flotación. Durante las pruebas las cantidades de reactivos usados fueron xantato Z-6:0.150 lbs/ton y aerofloat 25:0.085 lbs/ton.

Los puntos de muestreos fueron los siguientes:

- 1.- Alimentación a separadores magnéticos.
- 2.- Colas de separadores magnéticos.
- 3.- Concentrados de separadores magnéticos (alimentación a flotación)
- 4.- Under flow de flotación.
- 5.- Espumas de flotación.

SUMARIO Y CONCLUSIONES.

Los resultados tabulados en estas pruebas se muestran en la tabla No. 18, y las conclusiones a que se llegaron fueron las siguientes:

- 1.- En total alrededor de 10 toneladas x hora de concentrado se pueden recuperar con 69.0% de Fe y cerca de 1.0% de azufre.
- 2.- La variación de los niveles de azufre en el concentrado final que alimenta a planta pélets, ya que el promedio ponderado aumenta en 0.010% en el concentrado final; es decir:

Concentrado Normal: $\frac{240 \times (.170) + 270 \times (.267) + 270 \times (.439)}{780} = 0.296$

Concentr. Normal+conc. recup. :

$$\frac{240 \times (.170) + 270 \times (.267) + 270 \times (.439) + 10 \times (1.0)}{790} = 0.306$$

- 3.- Es interesante observar el contenido de cobre en las colas de los separadores magnéticos. El promedio ponderado de estas pruebas es de 12 toneladas largas de colas de separadores magnéticos con 0.634% de cobre.
- 4.- Se esta terminando de optimizar el circuito de retratamiento de espumas con el fin de disminuir las unidades de fierro en las espumas.
- 5.- Los resultados de estas pruebas nos demuestran y nos obligan a investigar la manera de recuperar el cobre de las colas de los separadores magnéticos. Estudios y pruebas al respecto están comenzando a efectuarse en el laboratorio de Desarrollo de Procesos en Marcona Mining Company.
- 6.- Estas pruebas se realizaron utilizando equipos de las líneas 7-8 tal como se puede ver en la fig.B. Pero se tiene que contar con un equipo propio permanente de retratamiento de espumas. El estudio económico nos demuestra que se necesita 2.3 años para recuperar la inversión que se vá a realizar.
- 7.- Todo el tonelaje recuperado de las espumas de flotación va a servir como alimentación a la planta pélets.

TABLA No. 17

PERFORMANCE DE LAS CELDAS DE FLOTACIONLINEAS # 1-4

	%Peso Distr.	% Análisis Químico			% Unidades Distr.		% Pérdidas de Fierro		% Peso Rechazo
		Fe	S	FeO	Fe	S	Total	Fe Magn.	
Aliment. a flotación	100.0	69.2	.402		100.0	100.0			
Espumas (5 prim. celdas)	1.0	50.6	16.211	13.9	0.7	41.1	0.7	0.4	41.1
U/flow (5 " ")	99.0	69.4	.239		99.3	58.9			
Espumas (5 segun. celdas)	1.1	56.7	6.279	19.5	0.9	17.6	0.9	0.7	17.6
U/flow (5 segun. celdas)	97.9	69.6	.170		98.4	41.3			
Espumas Totales	2.1						1.6	1.1	58.7

LINEAS # 5-6

Aliment. a flotación	100.0	68.6	.600		100.0	100.0			
Espumas (5 prim. celdas)	2.1	53.6	11.992	16.8	1.6	41.8	1.6	1.2	41.8
U/flow (5 " ")	97.9	69.0	.359		98.4	58.2			
Espumas (5 segun. celdas)	1.5	54.3	6.127	18.9	1.2	15.3	1.2	1.0	15.3
U/flow (5 " ")	96.4	69.2	.267		97.2	42.9			
Espumas Totales	3.6						2.8	2.2	57.1

LINEAS # 7-8

Alimentación a flotación	100.0	68.7	1.287		100.0	100.0			
Espumas (5 prim. celdas)	5.1	57.8	15.310	16.7	4.3	60.7	4.3	2.9	60.7
U/flow (5 " ")	94.9	69.2	.537		95.7	39.3			
Espumas (5 segun. celdas)	1.3	59.0	8.196	19.6	1.1	8.3	1.1	0.9	8.3
U/flow (5 " ")	93.6	69.4	.439		94.6	31.0			
Espumas Totales	6.4						5.4	3.8	69.0

TABLA No. 18

EVALUACION DE SEPARADORES MAGNETICOS - RECUPERACION DE ESPUMAS

ALIMENTACION					CONCENTRADO					COLAS				
Test No	T/Hr.*	% Fe	%S	%Fe0	T/Hr.	%Peso Recup.	% Fe	%S	%Fe0	% Fe	%S	%Fe0	%Cu	%Peso Rechazo"S"
A	20.0	49.2	15.600	14.1	11.2	55.9	64.1	6.660	24.1	30.3	26.550	1.5	0.780	76.4
B	32.0	56.6	11.428	18.8	22.9	71.6	66.5	5.858	26.0	31.6	36.401	1.4	0.660	58.1
C	28.9	47.7	21.650	11.0	12.6	43.5	63.4	9.740	22.1	35.6	32.350	2.8	0.460	78.7
D	29.8	49.4	25.463	10.2	13.2	44.4	63.7	11.301	21.8	38.0	37.345	2.3	0.820	79.8
E	27.0	49.6	18.910	12.1	13.9	51.3	64.6	7.902	23.2	33.8	25.613	2.5	0.500	84.2

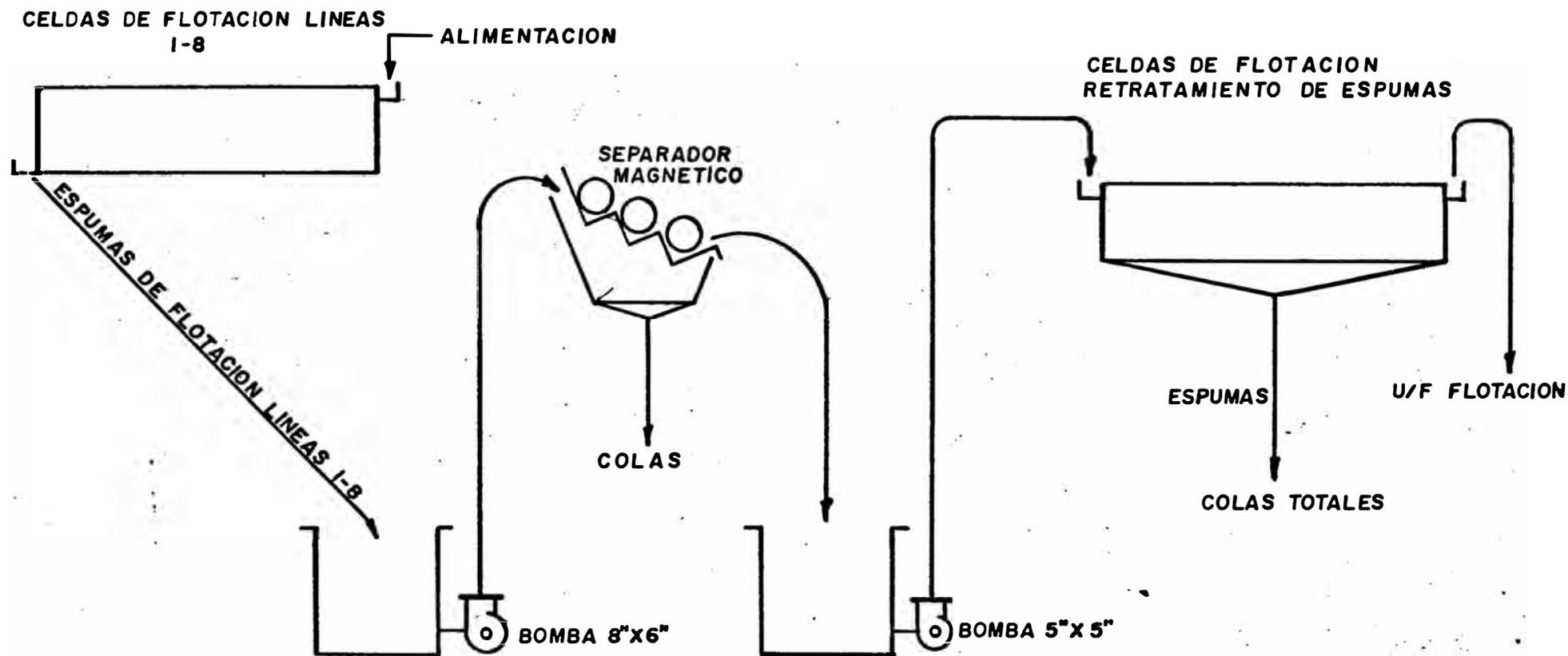
FLOTACION DE CONCENTRADOS DE SEPARADORES MAGNETICOS

ALIMENTACION				UNDERFLOW				ESPUMAS DE FLOTACION				
Test No	** %Sols.	%S	T/Hr.	T/Hr.	%Peso Recup.	% Fe	%S	T/Hr.	% Fe	%S	%Cu	%Peso Rechazo"S"
A	21.5	6.660	11.2	7.9	70.6	68.8	1.066	3.3	52.8	19.853	0.230	88.7
B	33.5	5.858	22.9	18.8	81.9	70.1	1.115	4.1	50.2	24.249	0.220	84.9
C	16.0	9.740	12.6	7.0	55.7	69.6	1.040	5.6	55.6	15.200	0.180	94.1
D	26.5	11.301	13.2	7.1	54.0	69.4	2.377	6.1	57.0	23.765	0.260	88.6
E	26.0	7.902	13.9	7.8	56.1	70.4	0.872	6.1	56.3	16.893	0.210	93.8

* T/Hr. = Toneladas /Hora

** %Sols. = % Sólidos

CIRCUITO DE RETRATAMIENTO DE ESPUMAS



ECONOMIA GENERALESTIMACION DE LA INVERSION.

Para el circuito de retratamiento de espumas, las inversión en equipo está dada por:

<u>EQUIPO</u>	<u>COSTO</u>
1.- Banco de flotación de 5 celdas (Agitair) de 100 pies ³ c/u	58,600 \$
2.- Construcción de 2 sumideros de concreto.	1,500 \$
3.- Separadores Magnéticos con triple tambor	16,400 \$
4.- 1 Bomba de 8" x 6" con motor de 30 HP	4,765 \$
5.- 1 Bomba de 5" x 5" con motor de 20 HP	2,380 \$
6.- 2 Alimentadores de reactivos	580 \$
7.- 50 mts. de manguera de 6" de día.	3,670 \$
8.- 15 mts. de manguera de 5" de día.	825 \$
	<hr/>
TOTAL	88,720 \$

Inversión total en Equipo en la actualidad: 88,720 \$

ESTIMACION DEL COSTO DE PRODUCCION.

El costo de producción para obtener una tonelada de pélets está dado por:

$$\text{Costo de Producción} = \text{C.D.} + 2.3L + 0.2I$$

Donde:

C.D. = Costo Directo, son aquellos costos que intervienen de una manera directa en la producción.

2.3L = Mano de Obra. Se considera cero, debido a que se debe utilizar el mismo personal de las plantas.

0.2I = Mantenimiento (0.05I), seguros y gabelas (0.03I), cargas generales (0.02I) y amortización del equipo (0.10I)

Determinación del Costo Directo

Fuerza Motriz: 18,991 $\frac{\text{KWH}}{\text{TON}}$ x 0.00005 $\frac{\$}{\text{KWH}}$ = 0.9496 $\frac{\$}{\text{TON}}$

Petróleo: 4 Gal. x $\frac{14,9 \$}{42 \text{ Gal.}}$ = 1,4190 $\frac{\$}{\text{TON}}$

Bentonita: 13 $\frac{\text{lbs}}{\text{TON}}$ x 0.00187 $\frac{\$}{\text{lbs}}$ = 0.0244 $\frac{\$}{\text{TON}}$

Reactivos

Xantato (Z-6): 0.150 $\frac{\text{lbs}}{\text{TON}}$ x 0.4245 $\frac{\$}{\text{TON}}$ = 0.0637 $\frac{\$}{\text{TON}}$

Aerofloat 25: 0.085 $\frac{\text{lbs}}{\text{TON}}$ x 0.5397 $\frac{\$}{\text{TON}}$ = 0.0459 $\frac{\$}{\text{TON}}$

T O T A L ... 2.5026 $\frac{\$}{\text{TON}}$

Determinación de la Mano de Obra

La mano de obra está constituido por:

1.0L para Obreros

1.3L para empleados

En este caso vamos a considerar cero, debido a que se va a utilizar el mismo personal.

Determinación del Valor 0.2I

Anualmente se debe considerar un pago en mantenimiento, seguros, sobrecargas y amortización del equipo, en este caso es:

$$0.2 \times 88,720 \$ = 17,744 \$$$

El tonelaje producido anualmente es:

$$10 \times 24 \times 30 \times 12 \times 0.90 = 77,760 \text{ TON}$$

Luego:

$$0.2I = \frac{17,744 \$}{77,760} = 0.2282 \frac{\$}{\text{TON}}$$

$$\begin{aligned} \text{Costo de Producción} &= 2.5026 + 0.0000 + 0.2282 \\ &= 2.7308 \frac{\$}{\text{TON}} \end{aligned}$$

BALANCE ECONOMICO

Debemos considerar primeramente el precio de venta por unidad de fierro de los pélets (mercado de New York, Abril 1974). El precio es de 0.24 \$ por unidad de fierro, por lo general los pélets son embarcados con 65.4% de fierro; el precio de Venta de 1 tonelada de pélets es:

$$65.4 \times 0.24 \$ = 15.696 \frac{\$}{\text{TON}}$$

Capital total = Capital de Trabajo + Inversión

CAPITAL DE TRABAJO.- El capital de trabajo puede ser estimado en el 20% del valor de las ventas.

Capital de Trabajo = $0.2 \times 1'220,521 \text{ \$} = 244,104 \text{ \$}$

Inversión = 88,720 \$

Capital total = $244,104 + 88,720 = 332,824 \text{ \$}$

$$R = \frac{154,167}{332,824} = 0.463$$

$$\text{Tiempo de pago} = \frac{1}{0.463} = 2.2 \text{ años}$$

PUNTO DE EQUILIBRIO (Break Even Point)

Cuando el costo de producción es igual al precio de venta, la ganancia se hace cero. Para saber hasta que límite la planta debe trabajarse hallamos el punto de equilibrio que nos da la fracción de capacidad de la producción; luego tenemos:

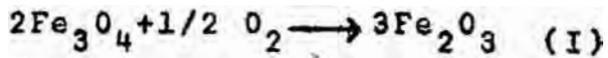
$$\text{B.E.P.} = \frac{0.2I}{V-(CD + 2.3L)} = \frac{17,744}{1'025,918} = 0.0173$$

Se produce el B.E.P. cuando la producción es:

$$240 \frac{\text{TON}}{\text{DIA}} \times 0.0173 = 4 \text{ TON./Día}$$

Esto nos indica que debemos trabajar con bastante seguridad

Balance Termodinámico en el Proceso de Peletización Cálculo de la energía libre de Gibbs.- El calor de reacción en el horno es:



La ecuación energética aproximada es igual:

$$\Delta G = \Delta H_0 - T (\Delta S^\circ) \quad (\text{II})$$

Donde:

ΔH_0 = Variación de entalpía, o calor absorbido en condiciones normales.

ΔS° = Variación de entropía en condiciones normales.

Cálculo de ΔH_0 y ΔS° (según O. Kubaschewski - E. Evans)

Cálculo de ΔH_0 :

$3\text{Fe}_2\text{O}_3 = 3 (-196.3 \text{ Kcal.})$	-588,900 calorías
$2\text{Fe}_3\text{O}_4 = 2 (-266.9 \text{ Kcal.})$	
$1/2 \text{O}_2 = 0$	+533,800 calorías
ΔH_0	-55,100 calorías

Cálculo de ΔS° :

$3\text{Fe}_2\text{O}_3 = 3 (21.5)$	+64.50
$2\text{Fe}_3\text{O}_4 = 2 (36.2)$	-72.40
$1/2 \text{O}_2 = 1/2 (49.04)$	-24.52
ΔS°	-32.42

Reemplazando estos valores en la ecuación (II); tenemos:

$$\Delta G = -55,100 \text{ calorías} + 32.42 T$$

El criterio matemático que se sigue para establecer si un sistema está en equilibrio termodinámico es:

Primero: Un proceso se realizará en forma espontánea si:

$$\Delta G < 0$$

Segundo: Un proceso no se realizará en forma espontánea si

$$\Delta G > 0$$

Tercero: Un proceso se realizará en forma reversible ó un sistema estará en equilibrio termodinámico si

$$\Delta G = 0$$

La ecuación propuesta es termodinámicamente un proceso posible; y si $\Delta G = 0$

$$T = \frac{55,100}{32.42} = 1700^{\circ}\text{K}$$

$$T = 1427^{\circ}\text{C}$$

Lo que nos indica que la ecuación se invertirá a partir de los 1427°C ; pero esta temperatura es teórica ya que se encontró en pruebas efectuadas en el laboratorio de Dravo que a temperaturas de 1370°C ya existe reversión de la oxidación.

BALANCE DE CARGA Y BALANCE TERMICO.-

Para hacer el cálculo aproximado del calor producido por el concentrado peletizado a su paso por el horno, tomamos como referencia los análisis químicos del concentrado filtrado y a la vez calculamos la cantidad de calor que se produce cuando, 1 tonelada de magnetita se convierte en hematita en el horno de peletización No. 2

Materiales Entrantes

- 1.- Concentrado filtrado (filter cake)
- 2.- Bentonita

Materiales salientes

- 1.- Pélets quemados

ANALISIS QUIMICO (Filter cake)

<u>% Fe</u>	<u>% S</u>	<u>% FeO</u>	<u>% SiO₂</u>	<u>% Cu</u>	<u>% H₂O</u>
67.2	0.380	26.3	3.55	0.010	8.4

El concentrado magnético está formado por: Fe_3O_4 , Fe_2O_3 , FeS_2 , SCu_2 , SiO_2 é insolubles. En 1 tonelada de concentrado seco vamos a tener:

Cálculo del porcentaje de Fe_3O_4 , Fe_2O_3 , FeS_2 , SCu_2 y SiO_2 .

BALANCE DE AZUFRE:

$$\% \text{ S (total)} = \text{S}(\text{SCu}_2) + \text{S}(\text{FeS}_2)$$

$$0.380 = \frac{159.15 \times 0.010}{127.08} \times \frac{0.380 \times 159.15}{32.07} + \text{S}(\text{FeS}_2)$$

$$0.380 = 0.003 + \text{S}(\text{FeS}_2)$$

$$\text{S}(\text{FeS}_2) = 0.377$$

$$\% \text{ FeS}_2 = \frac{0.377 \times 120}{64.14} = 0.700$$

$$\% \text{ Fe}(\text{FeS}_2) = \frac{55.85 \times 0.700}{120} = 0.325$$

$$\% \text{ Fe (total)} = \text{Fe (Fe}_3\text{O}_4) + \text{Fe (Fe}_2\text{O}_3) + \text{Fe (FeS}_2) \text{ (A)}$$

$$\frac{\text{FeO}}{\text{Fe}_3\text{O}_4} = 0.310$$

$$\% \text{ Fe}_3\text{O}_4 = \frac{26.3}{0.310} = 84.84$$

$$\frac{\text{Fe}}{\text{Fe}_3\text{O}_4} = 0.724$$

$$\frac{\text{Fe}}{\text{Fe}_2\text{O}_3} = 0.700$$

Reemplazando estos valores en (A); tenemos:

$$67.2 = 0.724(84.84) + 0.700(\text{Fe}_2\text{O}_3) + 0.325(0.700)$$

$$\% \text{ Fe}_2\text{O}_3 = \frac{5.6}{0.7} = 8.0$$

La composición mineralógica es:

$$\text{Magnetita (Fe}_3\text{O}_4) = 84.84 \%$$

$$\text{Hematita (Fe}_2\text{O}_3) = 8.00 \%$$

$$\text{SiO}_2(\text{concent.}) + \text{SiO}_2(\text{bentonita}) = 3.92\%$$

$$\text{Pirita (FeS}_2) = 0.70 \%$$

Teniendo el concentrado 8.4% de humedad; vamos a tener que en 1 tonelada de concentrado, dichos porcentajes serán como sigue:

	<u>Porcentaje</u>	<u>Peso (libras)</u>
Fe ₃ O ₄	77.71	1740.70
Fe ₂ O ₃	7.33	163.20
SiO ₂ (conc.) + SiO ₂ (bent.)	3.59	80.42
FeS ₂	0.64	14.33
H ₂ O	8.40	188.16

BALANCE TERMICO.

El calor entrante va a estar constituido de la siguiente manera:

Calor producido por la combustión del petróleo + calor producido por la tostación de la pirita + calor de vaporización del agua + calor producido por la reacción de conversión de magnetita a hematita.

Calor producido por la combustión del petróleo:

$$149,230 \frac{\text{BTU}}{\text{Gal}} \times \frac{4.0 \text{ Gal}}{\text{L.T.}} = 596,920 \frac{\text{BTU}}{\text{LT}}$$

Calor producido por la tostación de la pirita:



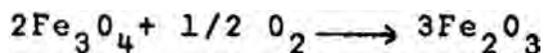
$$\Delta G = -790,600 \text{ cal} + 73T$$

$$\frac{790,600 \times 454 \times 16.8}{480 \times 252} = 49,852 \frac{\text{BTU}}{\text{LT}}$$

Calor de vaporización del agua:

$$188.16 \times 1052 = 197,955 \frac{\text{BTU}}{\text{LT}}$$

Calor producido por la reacción:



$$\Delta G = -55,100 + 32.42T$$

$$\frac{55,100 \times 454 \times 1740.70}{464 \times 252} = 372,402 \frac{\text{BTU}}{\text{LT}}$$

El calor para producir 1 ton. larga de pélets quemados será:

$$596,920 + 49,852 + 197,852 + 372,402 = 1'217,129 \frac{\text{BTU}}{\text{LT}}$$

CALCULO DE LA COMPOSICION MINEROLOGICA DE LOS PELETS QUE-
MADOS:

ANALISIS QUIMICOS (Pélets Quemados) %

Fe	FeO	SiO ₂	S	Cu	Al ₂ O ₃	MgO	CaO	P	Na ₂ O	K ₂ O
65.4	2.51	4.08	0.024	0.010	1.01	0.70	0.39	0.010	0.287	0.150

La composición mineralógica aproximada será:

			<u>Porcentaje</u>
Hematita	(Fe ₂ O ₃)	=	85.14
Magnetita	(Fe ₃ O ₄)	=	8.09
Sílice	(SiO ₂)	=	4.08
Alumina	(Al ₂ O ₃)	=	1.01
Cal	(CaO)	=	0.39
Magnesio	(MgO)	=	0.70
Ghalcopirita	(CuFeS ₂)	=	0.03
Pirita	(FeS ₂)	=	0.04
Fósforo	(P ₂ O ₅)	=	0.02
Sodio	(Na ₂ O)	=	0.29
Potasio	(K ₂ O)	=	0.15

T O T A L: 99.94

XI. EXTRACCION, PROCESAMIENTO Y UTILIZACION DE LA

BENTONITA EN MARCONA

En el año de 1970, Marcona Mining Company instaló y está operando en su complejo de Beneficio de minerales de San Nicolás, una planta de Bentonita.

El objetivo es de autoabastecerse para utilizarla en el proceso de peletización.

El yacimiento se encuentra situado a 800 metros del lugar llamado "Cuatro Tolvas", a la altura del kilómetro # 1 del Downhill Conveyor y a 7 kilómetros de la Planta de Pélets.

Hasta antes de instalarse esta planta, la bentonita era traída de Talara, lo cual significaba un alto costo de transporte y por consiguiente de la bentonita. Con la instalación de esta planta se ha reducido apreciablemente el costo de la bentonita usada en la peletización.

BENTONITA Y OBJETO DE LA UTILIZACION EN LA PELETIZACION.

Bentonita, son arcillas de granos muy finos y derivadas de la cenizas volcánicas. Su fórmula ideal es:



Está formado principalmente de los siguientes minerales:

Familia de la montmorillonita: = $(\text{AlHg})_8 \cdot (\text{SiO}_{10})_3(\text{OH})_{10} \cdot 12 \text{H}_2\text{O}$

Familia de la beidelita: $= \text{Al}_8(\text{Si}_4\text{O}_{10})(\text{OH})_{12} \cdot 12 \text{H}_2\text{O}$

Estas familias están asociadas con fragmentos de biotita, cuarzo, piroxeno, zircón, además están formadas por moléculas polares y cationes cambiables como el sodio y el potasio.

De acuerdo a sus propiedades físicas las bentonitas se clasifican en:

- (a) Bentonitas propiamente dichas, que son aquellas que se hinchan y son capaces de absorber grandes cantidades de agua durante el proceso.
- (b) Metabentonita ó Sub-bentonitas, las cuales absorben sólo pequeñas cantidades de agua (arcillas plásticas ordinarias) y no se hinchan notablemente.

Las bentonitas usadas en la peletización deben ser sódicas por cuanto éstas gozan de la propiedad de poder dispersarse espontáneamente debido a la separación de sus láminas constituyentes. Este fenómeno debido al ión, hace que la bentonita se disperse en el agua contenida por el sistema, aprehendiendo los vacíos entre las finas partículas del mineral.

Utilizamos bentonita en la peletización por las siguientes razones:

- (a) Para producir bolas verdes más consistentes y de tamaño uniforme.

- .(b) Para compensar la finura del concentrado cuando éste es grueso.
- (c). Para controlar la humedad y distribución en toda la masa del pélet.

La adición de bentonita está supeditada a la habilidad del Operador de Discos, para poder controlar el tamaño y la calidad de las bolas verdes.

MINERIA DE LA BENTONITA EN MARCONA

GEOLOGIA.

El yacimiento geológicamente pertenece a la edad terciaria correspondiendo su estratigrafía a la formación Pisco de rumbo N45W, y buzamientos que van desde 10° a 17° N.E. Encima de la superficie de discordancia angular o de erosión tenemos a rocas sedimentarias de edad terciaria de mares pelágicos consistentes en arcillas bentoníticas, yesíferas, finas areniscas fosilíferas, cenizas volcánicas, con ángulos de inclinación muy bajas a horizontal.

Para efectuar una evaluación total del depósito fué necesario un reconocimiento y muestreo preliminar de superficie. Se realizó un programa de perforaciones con una máquina rotativa de 9" de diámetro siendo en total 51 perforaciones que se hicieron en una área de 1,200 metros.

Las profundidades fueron en su mayor parte de 80 pies, sin embargo hubieron de 60 y 105 pies como mínimo y máximo respectivamente. Con esto se consiguió determinar un ancho de 56.08 metros, lo cual constituye un potente depósito. Se hicieron 18 secciones geológicas a base de las cuales se hizo un cálculo probable de 25'096,267 toneladas.

Se determinó además que la calidad es uniforme y buena para el proceso de peletización, se hicieron pruebas físicas y análisis químicos al respecto; como también se usó en la peletización por varios días y los resultados fueron satisfactorios. Lo fácil de su explotación hace que este yacimiento sea el mayor en importancia económica en comparación con otros similares situados en los kilómetros 46 y 47 de la carretera a Acarí.

EXPLOTACION.

Como operación preliminar se realizó el desencapado empleando para este fin, carrioles. Generalmente la sobrecarga estaba constituida por arena y material contaminado de bentonita.

Una vez limpiado el depósito se procedió al arado o canalización de la mina en hileras de 6" a 8", removiéndolas para su desintegración y secado atmosférico. Luego se efectuó el carguío mediante carrioles de capacidad de 15 TM cada uno o camiones Euclids de 20 TM.

El material contiene aproximadamente 16% de humedad y tamaños menores a 6", sin embargo, casi siempre acompañan a este material trozos de tamaños mayores, los cuales son naturalmente eliminados antes de su ingreso a la tolva de crudos y los que hayan logrado ingresar son finalmente separados en el cilindro rotativo en forma de oversize.

El porcentaje de oversize llamados tambien "camotes" se ha calculado en 10% de la alimentación.

PROCESAMIENTO DE LA BENTONITA

DIAGRAMA DE FLUJO.- (Fig.XVI)

Para este efecto la planta ha sido dividida en tres módulos de operación, las cuales son:

1º Alimentación y Secado de la bentonita cruda, que comienza en la faja alimentadora y termina en la tolva de compensación cuya capacidad es de 50 toneladas.

Molienda y Cicloneo, en la cual el material sale con 80% de malla -200 y con una superficie específica aproximadamente de $4,500 \text{ gr/cm}^2$

Almacenamiento y Bombeo, tanto a las tolvas de almacenamiento como a la tolva alimentadora de aditivo para el mineral que se vá a peletizar.

SECADO.-

Es llevado a cabo en un tambor secador rotativo que consta de un cilindro diseñado para rotar hacia la derecha mirándolo del lado de la alimentación. El tambor gira a una velocidad de 3 RPM, tiene un diámetro interior de 7' - 08" y una longitud de 41' - 05". Interiormente está cubierto de paletas superpuestas de la misma longitud del cilindro, formando un revestimiento cónico que es angosto por la parte de la alimentación, aumentado su diámetro por el lado de la

descarga. Los soportes de las paletas forman canales longitudinales extendidos a todo lo largo del cilindro. La bentonita cruda entra con una humedad de 16% y sale con 8% el tiempo de retención dentro del secador es de 32 minutos y la temperatura de los gases de secado es de 260°C ó 500°F. La bentonita para ser procesada es contenida en las paletas y además es empujada hacia la descarga debido a la rotación del cilindro. El aire caliente es introducido por los canales debajo de las paletas mediante un distribuidor múltiple colocado a la entrada del cilindro, el aire atraviesa los espacios entre las paletas para permeabilizar la cama de bentonita que se ha formado.

MOLIENDA.-

El material alimentado al molino a través del alimentador ubicado encima del anillo de molienda, es triturado por los rodillos giratorios y el resto cae al fondo del molino de donde es cuchareado por unas zapatas que están ubicadas debajo del anillo de molienda.

El material fino parcialmente pulverizado es elevado al separador por acción de la corriente de aire. A medida que el aire sube con las partículas más pequeñas, las partículas más gruesas caen dentro del molino para remolerlo. El material final es sacado fuera del molino pasando al ciclón colector de polvo.

BOMBEO.-

Equipo que realiza esta operación:

- 1.- Colectores de polvo.

- 2.- Compresor de aire.
- 3.- Bomba de sólidos.
- 4.- Ventilador de aire.
- 5.- Tolva de almacenamiento.

La bentonita producida en la planta descarga en una tolva de 2 TM de donde es bombeada a la tolva de almacenamiento ó a la tolva de la Planta de Filtros, cuyas capacidades son las siguientes:

Tolva de almacenamiento (Este):	170 TM
Tolva de almacenamiento (Oeste):	170 TM
Tolva de Planta de Filtros:	120 TM

SISTEMA DE OPERACION.

Para el control de los arranques y paradas de los equipos que bombea la bentonita, contamos con un Cuarto de Control en la planta, en donde se hacen todos los movimientos necesarios para el bombeo.

POSIBILIDADES PARA BOMBLEAR BENTONITA.

- (a) De la tolva de 2 TM a la Planta de Filtros.
- (b) De la tolva de 2 TM a los silos de almacenamiento.
- (c) De la tolva de almacenamiento a la Planta de Filtros.

SECUENCIA DE ARRANQUE Y PARADA

Se realiza de la siguiente manera:

- (a) Arranque del colector de polvo.
- (b) Compresor
- (c) Bomba

CONTROL DE CALIDAD

Se lleva a cabo haciendo los controles químicos y físicos respectivos. Según estos datos nos indican que ésta bentonita puede ser usada como aglomerante en el proceso de peletización.

Los análisis comparativos realizados en las bentonitas de Marcona que se producen en la planta y las de Talara, antiguo proveedor y la de WYO-BEN, arrojan los siguientes resultados:

ANALISIS QUIMICOS DE BENTONITAS

Bentonitas	% Al_2O_3	% SiO_2
WYO-BEN (U.S.A.)	16.12	70.13
Marcona	13.94	56.43
Talara	15.01	67.33

En las pruebas físicas se determinó el swelling, coloides, grit y la superficie específica, los resultados obtenidos fueron:

ANALISIS DE TAMICES

<u>Mesh</u>	<u>WYO-BEN</u>	<u>Marcona</u>	<u>Talara</u>
+ 100	1.5	0.2	0.6
+ 150	5.1	0.9	1.7
+ 200	6.9	1.9	2.9
+ 325	15.6	3.3	4.6
- 325	70.9	93.7	90.2

También se llevó a cabo el control de calidad del pélet usando bentonita Marcona, tanto en bolas verdes como en pélet quemados; y se hicieron comparaciones con la calidad del pélet producidos usando bentonita de Talara.

BOLAS VERDES

	<u>%H₂O</u>	<u>-5/8+3/8</u>	<u>Drop</u>	<u>Comp.Humed</u>	<u>Com.Seca</u>	<u>Lbs/LT</u>	<u>TPH</u>
Bent.Talara:	8.3/8.6	87.5	4.2/5.5	1.3/1.5	5.5/6.6	14.0/16.0	160
Bent.Marcona:	8.0/8.6	80.6	4.0/5.2	1.2/1.6	5.2/6.8	12.0/15.0	170

PELETS QUEMADOS

	<u>Tumble Ind.</u>	<u>Compr.Lbs.</u>	<u>% Fe</u>	<u>% S</u>	<u>% FeO</u>
Bent.Talara:	93.6/94.1	446/472	65.4/65.6	.028/.031	3.2/4.3
Bent. Marcona:	93.0/95.0	469/595	64.8/65.7	.019/.031	3.0/4.0

En la actualidad Marcona está produciendo bolas verdes usando solamente bentonita que se produce en la planta, con resultados satisfactorios, tanto en calidad como en producción. El consumo de bentonita es variado, de acuerdo a la calidad y humedad del concentrado.

El consumo actualmente es de 15.0 Lbs/LT en la línea # 1 y de 13.0 Lbs/LT en la Línea # 2.

También se hacen análisis químicos completos de la bentonita Talara que aún queda y la producida en la planta. El resultado de éstos análisis son:

	<u>% SiO₂</u>	<u>% AL₂O₃</u>	<u>% Fe</u>	<u>% CaO</u>	<u>% MgO</u>	<u>% Na₂O</u>	<u>% K₂O</u>
Bent. Marcona:	56.43	13.94	3.3	6.80	3.88	2.576	.519
Bent. Talara:	67.33	15.01	3.0	5.00	2.95	1.388	.252

DESCRIPCION DEL EQUIPO PARA EL TRATAMIENTO.

1.- Tolva de Recepción.

Capacidad: 45 LT

Humedad del material: 16 %

2.- Transportador de paletas.

Velocidad: Variable

Capacidad: 19.7 LTPH

3.- Faja Transportadora

Ancho: 24"

Velocidad: 200 RPM

- 4.- Balanza
- 5.- Polea magnética.
- 6.- Secador.
- 7.- Ventilador de atomización.
- 8.- Elevador de cangilones.
- 9.- Colector de polvo.
- 10.- Transportador de gusano de 12"
- 11.- Tolva de compensación de 50 LT de capacidad.
- 12.- Alimentador rotativo.
- 13.- Molino.
- 14.- Separador.
- 15.- Ventilador exhaustor del molino.
- 16.- Ciclón colector de 12"
- 17.- Colector de polvo.
- 18.- Ventilador exhaustor.
- 19.- Tolva de recepción de 2 TM de capacidad.
- 20.- Compresor de aire.
- 21.- Bomba para sólidos y gusano alimentador.
- 22.- Colector de polvo.
- 23.- Silos de almacenamiento de 170 TM de capacidad.
- 24.- Colector de polvo.
- 25.- Tolva de almacenamiento de filtros.

MANTENIMIENTO

La planta trabaja cinco días a la semana, dedicando un día para el mantenimiento y otro día para el descanso del personal.

Durante el mantenimiento los trabajos más importantes a efectuarse son:

- 1.- Limpieza del quemador.

- 2.- Limpieza de los ductos.
- 3.- Chequeo del molino.
- 4.- Chequeo del separador.
- 5.- Chequeo del elevador de cangilones.
- 6.- Revisión del sistema de bombeo.
- 7.- Chequeo de la válvula de doble vía.
- 8.- Chequeo eléctrico.

CONCLUSION

La bentonita producida en la planta y usada en la peletización ha dado resultados satisfactorios, no habiendo problemas en producción y en calidad del pélet. Desde el mes de Abril del año 1970 y en la actualidad estamos usando bentonita Mar cona.

PLANTA DE BENTONITA

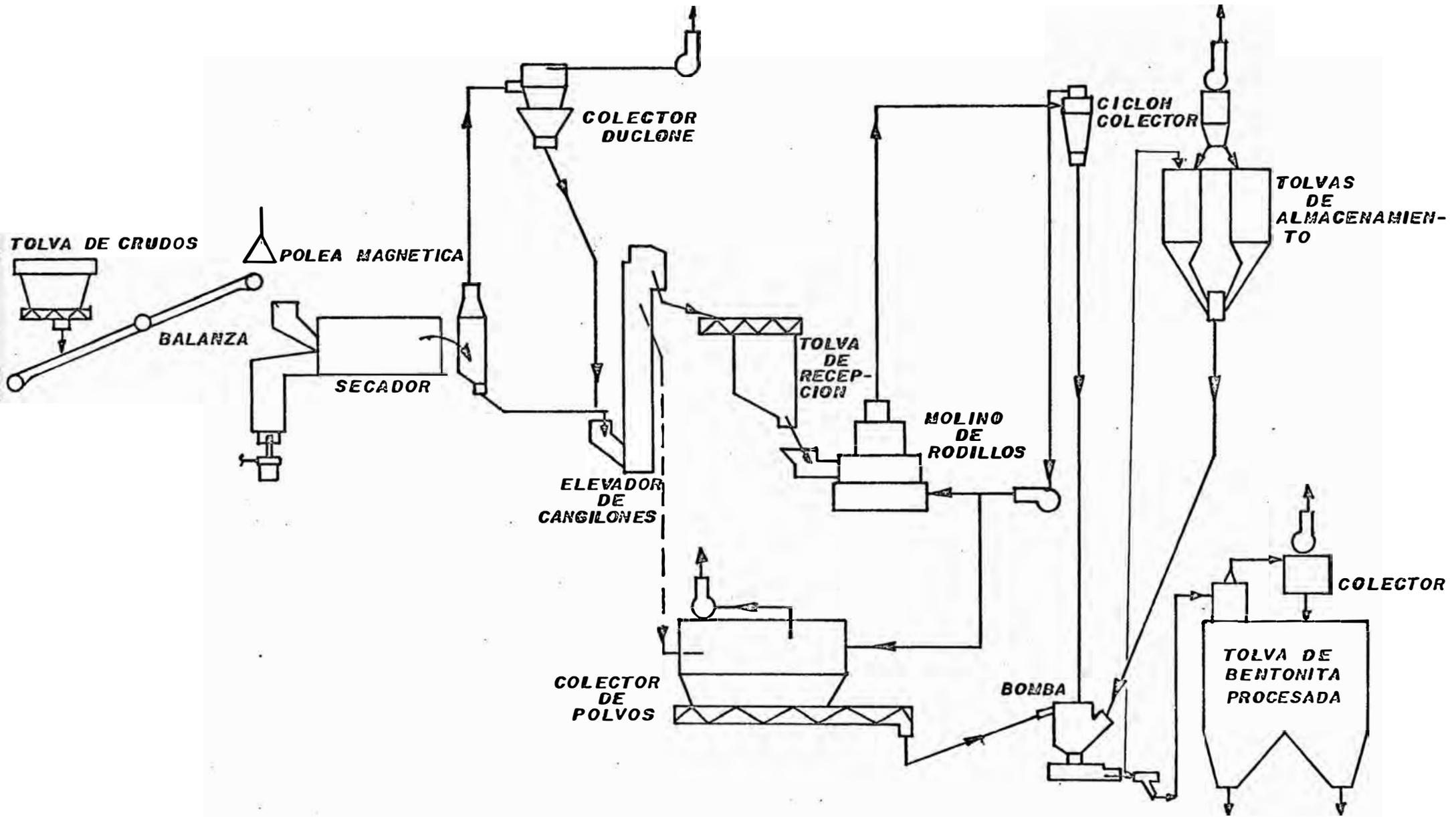


FIG. XVI

XII. PLANTA TERMICA

GENERALIDADES Y FUNCIONES DE LA PLANTA.

La Planta está situada en la ribera sur, al oeste del muelle de San Nicolás, a una altura de 15 metros sobre el mar, lo cual le dá una amplia protección contras las olas sísmicas.

La energía se obtiene mediante tres turbinas a vapor que funcionan a base de petróleo. Dos unidades generan 20,000 kilowatts cada una y la tercera unidad genera 27,000 kilowatts. La tensión de generación y primera distribución es a 13,800 voltios. Los planes futuros son mantener las unidades de la Planta Térmica como reemplazo y utilizar la fuerza de la hidroeléctrica del Mantaro dentro de dos años aproximadamente. La línea de transmisión de alto voltaje del Mantaro está ya completa en lo esencial.

Las características del equipo principal para la Planta Térmica se indican a continuación.

GENERADOR TURBINA

General Electric de 16,500 Kw AIEE-ASME - "Preferred Standard Turbine". El obturador de turbina recibe vapor a 850 psi y 900°F. El generador tendrá desde 17,800 Kw hasta 22,059 Kva para las dos primeras unidades y hasta 28,000 Kva en la tercera unidad.

CALDERO

Tiene una capacidad nominal de aproximadamente 175,000 libras por hora a 900 psi y 900°F. La construcción está de acuerdo a lo establecido en la sección I ASME (Normas Norteamericanas) Reglamento para Calderos y Recipientes de Presión. El combus-

tible para esta planta es petróleo Bunker "C".

CONDENSADOR

Es de paso múltiple completo con válvulas de inversión para eliminación de los problemas causados por organismos marinos, mediante la expulsión de agua caliente, en sentido inverso al normal.

XIII. PROCEDIMIENTOS DE MUESTREOS Y PRUEBASDESCARGA CHANCADORAS PLANTA # 1OBTENCION DE MUESTRAS

Las muestras son representativas del mineral tipo T.O. chancado. La muestra se toma a la descarga de la faja que recibe el mineral chancado, con una frecuencia de 1 corte cada 2 horas para formar un compósito de 4 horas.

HORARIO DE RECOLECCION DE LAS MUESTRAS.

1er. Turno:	10:00 y 14:00 hrs.	(compósito de 4 horas)			
2do. "	18:00 y 22:00 "	"	"	"	4
3er. "	02:00 y 06:00 "	"	"	"	4 "

DETERMINACIONES

Análisis de malla 3/8" en compósito de 4 horas.

PROCESAMIENTO (Ver diagrama # 1)

La muestra recibida de la planta \pm 6 Kgs. es sometida a la prueba de mallas tal como llega en su totalidad; no sigue ningún proceso para ser preparada antes del análisis.

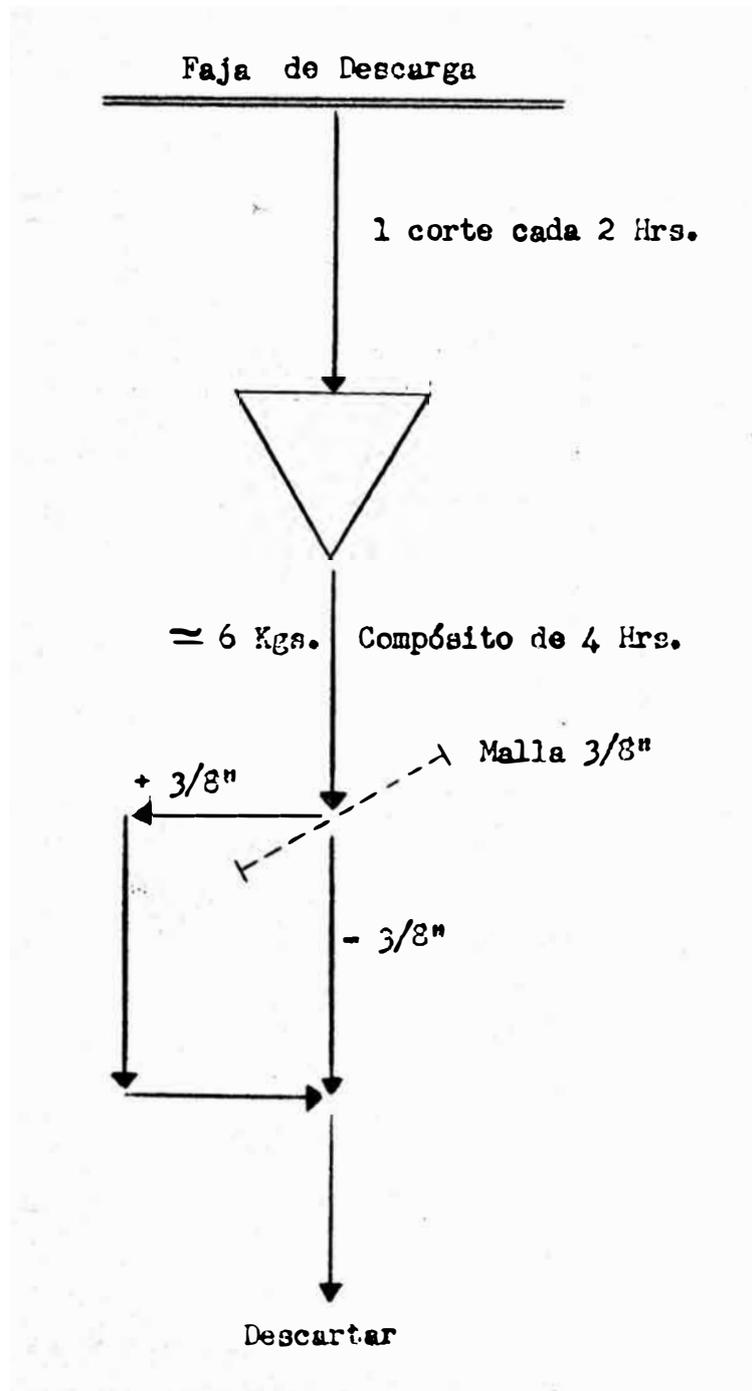
RESPONSABILIDAD

El muestreo es efectuado por el personal de operaciones de la planta. El procesamiento y pruebas son hechos por el personal del laboratorio metalúrgico.

REPORTE

Los resultados de cada análisis (4 horas) son reportados por el supervisor del Laboratorio Metalúrgico al supervisor de planta chancadora.

DESCARGA DE CHANCADORA PLANTA # 1



DESCARGA CHANCADORAS PLANTA # 2OBTENCION DE MUESTRAS

Las muestras son representativas del mineral refractario o mezcla de tipo coarse grind o fine grind con refractario. La muestra se toma a la descarga de la faja que recibe el mineral chancado, con una frecuencia de 1 corte cada hora que se acumula en la planta para formar el compósito de 8 horas por turno. De este compósito se separa por cuarteo -8 kgs. para ser enviado al laboratorio metalúrgico.

HORARIO DE RECOLECCION DE MUESTRAS

1er. Turno:	14:00	horas	(compósito de 8 horas)			
2do. "	22:00	"	"	"	8	"
3er. "	06:00	"	"	"	8	"

DETERMINACIONES

Análisis químico por Pirrotita (% S/FeS) en compósito de 8 horas.

PROCESAMIENTO (Ver diagrama # 2)

- Cuarteo hasta obtener \pm 1 Kg.
- Secado en horno eléctrico a 110°C
- Pasa la muestra por chancadora de rodillos 2 veces.
- Cuarteo hasta obtener \pm 200 grs.
- Pulverizar y homogenizar.
- Poner en sobres debidamente rotulados.
- Enviar al laboratorio químico.

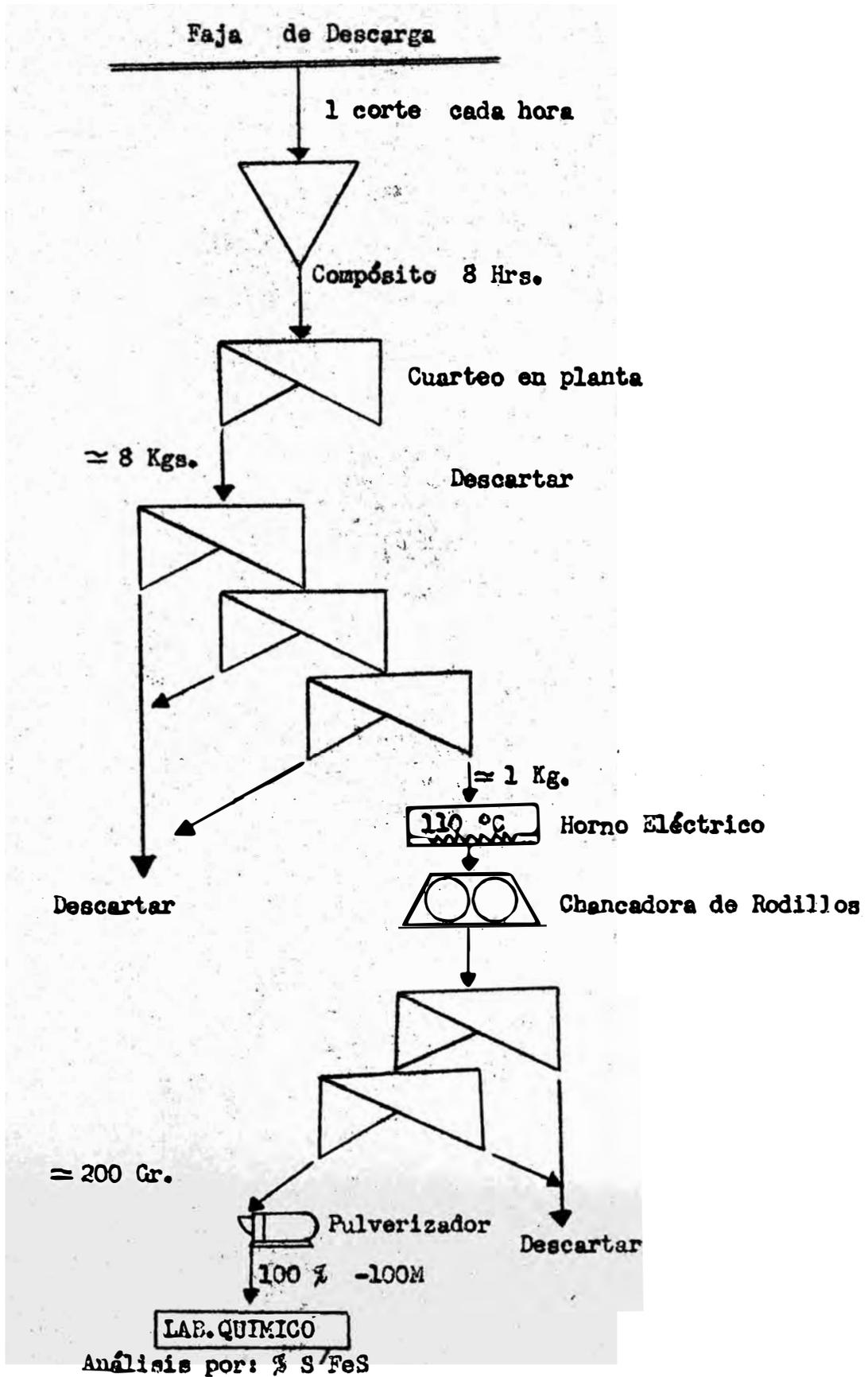
RESPONSABILIDAD

El muestreo es efectuado por el personal de operaciones de la planta. El procesamiento y pruebas son hechos por el personal de laboratorio metalúrgico. El análisis químico por el personal del laboratorio químico.

REPORTE

Los resultados de análisis por % S/FeS de c/8 hrs. se reportan al supervisor de planta magnética.

DESCARGA DE CHANCADORA PLANTA # 2.



2. ALIMENTACION PLANTA GRAVIMETRICA

OBTENCION DE MUESTRAS

Las muestras se toman en la descarga de la faja que alimenta a la zaranda clasificadora, con una frecuencia de 1 corte cada 2 horas que se acumula en un balde para formar el compósito de 24 horas.

Horario de Recolección de las Muestras.

3er. Turno: 06:00 am. (Compósito de 24 horas)

DETERMINACIONES

pH en compósito de 24 horas

Mallas: +3/8", +166M y -166M en compósito de 24 horas.

Análisis químico por Fe, S, Fe Magnético, Cu, en compósito de 24 horas.

PROCESAMIENTO (Ver diagrama # 3)

La muestra se separa por cuarteo como sigue:

- $\frac{1}{4}$ 1 Kg. para determinar pH
- $\frac{1}{4}$ 1 Kg. para análisis de mallas
- $\frac{1}{4}$ 1 Kg. para procesar y enviar al laboratorio químico.
- $\frac{1}{4}$ 1 Kg. para archivo (compósito mensual)

La muestra para laboratorio químico y la fracción -166M recuperada del análisis de malla es procesado como sigue:

- Secado en horno eléctrico a 110°C

Se pasa por chancadora de rodillos

Cuarteo hasta obtener \pm 150 grs. de c/u.

- Pulverizar y homogenizar.
- Poner en sus respectivos sobres rotulados.
enviar al laboratorio químico.

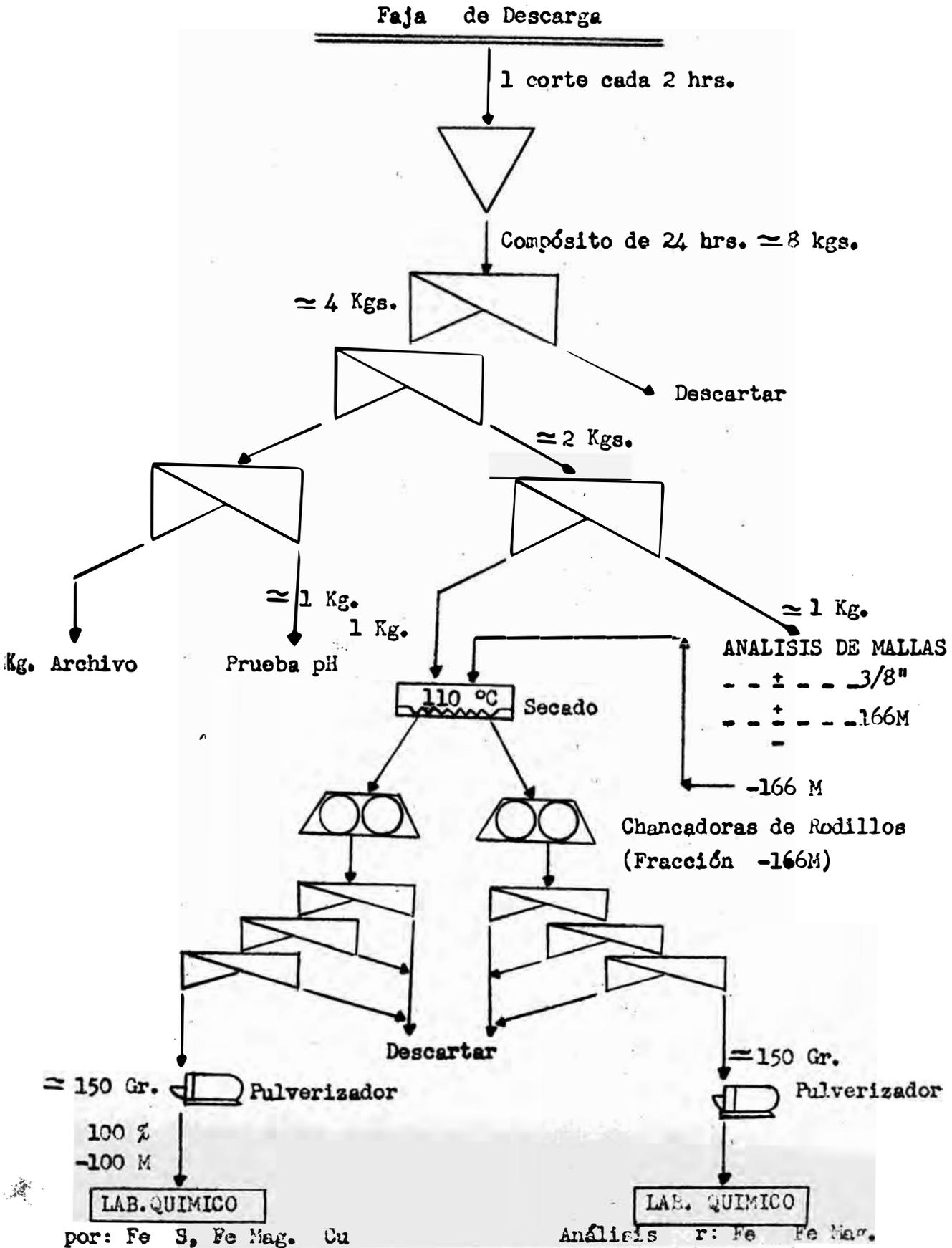
RESPONSABILIDAD.

El muestreo es efectuado por el personal de operaciones de la planta. El pH y análisis de mallas por el personal de laboratorio metalúrgico. Análisis químicos por personal del laboratorio químico.

REPORTE

Todos los resultados salen en el reporte diario del laboratorio químico.

ALIMENTACION PLANTA GRAVIMETRICA



PLANTA GRAVIMETRICA - CONCENTRADO SNG NORMALOBTENCION DE MUESTRAS

Las muestras se toman en la descarga de la faja que recibe los concentrados producidos por jigs y espirales, con una frecuencia de 1 corte cada hora que se acumula durante 4 horas. Luego por cuarteo se separa \pm 6 Kgs. para ser enviado al laboratorio metalúrgico.

Horario de Recolección de las Muestras

1er. Turno:	10:00 y 14:00 horas	(compósito de 4 horas)				
2do. "	18:00 y 22:00	"	"	"	4	"
3er. "	02:00 y 06:00	"	"	"	4	"

DETERMINACIONES

Humedad en compósito de 4 horas

Análisis químico por Fe en compósito de 4 hrs.

Análisis de mallas +3/8", +35M, +100M y -100M en compósito de 24 hrs.

Análisis químico por Fe, S, Cu y Fe magnético en compósito de 24 hrs.

PROCESAMIENTO.- (Ver diagrama # 4)

La muestra de 4 hrs., se separa por cuarteo sucesivo como sigue:

- 3 Kgs. para determinar humedad.
- 1 Kg. para procesar y enviar al laboratorio químico.
- 2 Kgs. para formar compósito de 24 hrs.

La muestra para laboratorio químico se somete a:

- Secado en horno eléctrico a 110°C
- Cuarteo hasta obtener \pm 200 gramos.
- Pulverizar y homogenizar.

Poner en sobre rotulado y enviar al laboratorio químico.

De los \pm 12 Kgs. del compósito de 24 hrs. por cuarteo se recupera \pm 4 Kgs. se seca y disgrega, luego se cuarteo y se separa -1 Kg. para análisis de malla, los restantes 3 Kgs. se guardan en el archivo.

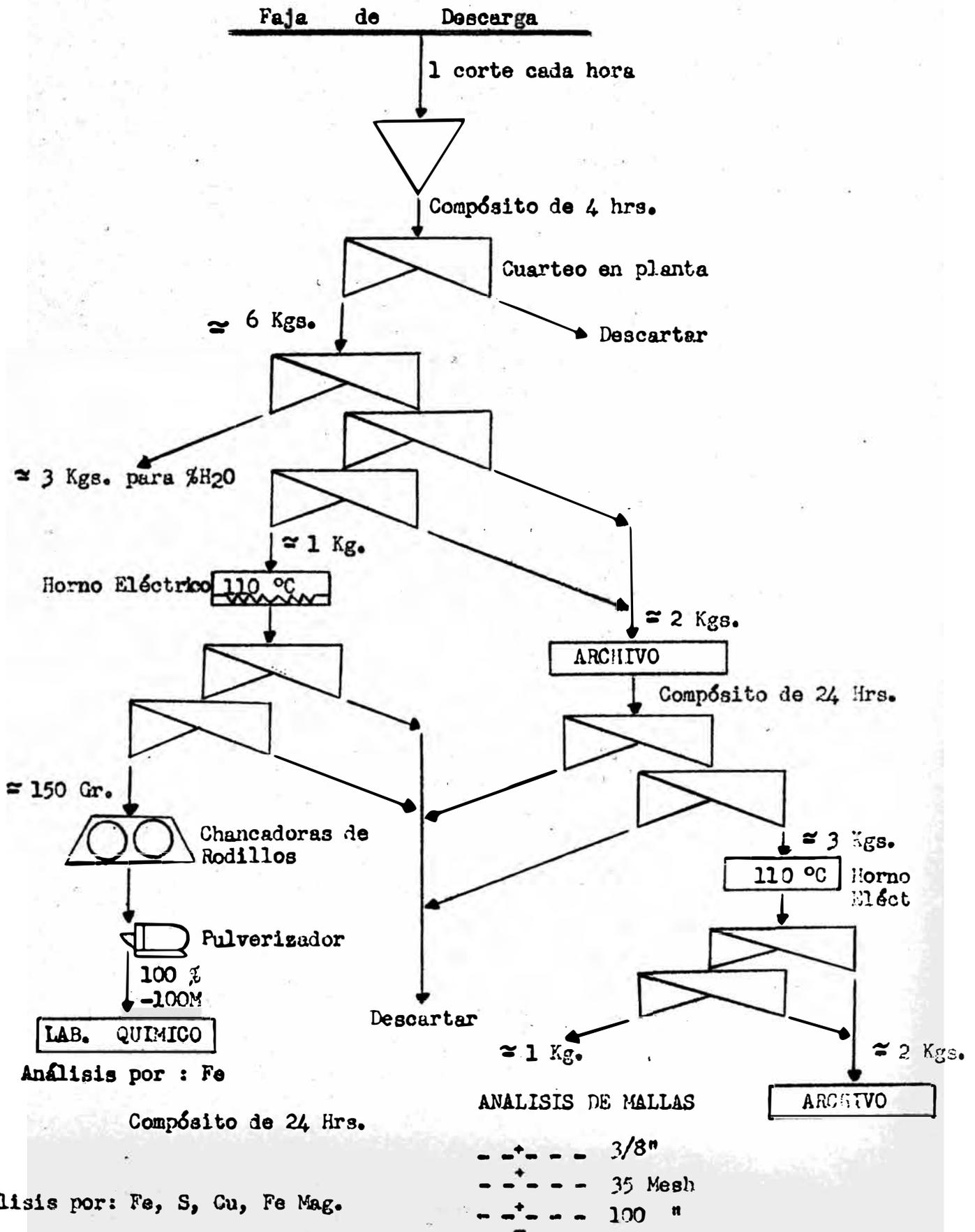
RESPONSABILIDAD.

El muestreo es efectuado por el personal de operaciones de la planta. Determinaciones: % H₂O, procesamiento y análisis de mallas por el personal de laboratorio metalúrgico. Análisis químico por personal del laboratorio químico.

REPORTE

Humedad se reporta al supervisor de turno de Planta Gravi-métrica; igualmente el % Fe de cada 4 horas. Los resultados de cada 4 hrs. y los compósitos de 24 hrs. tanto de mallas como los análisis químicos son reportados en el reporte diario del laboratorio químico.

PLANTA GRAVIMETRICA - CONC. SNG NORMAL



Análisis por: Fe, S, Cu, Fe Mag.

PLANTA GRAVIMETRICA - CONCENTRADO SNG MAGNETICOOBTENCION DE MUESTRAS

Las muestras se toman en la descarga de la zaranda que recibe el concentrado magnético de los separadores magnéticos. Se hacen cortes cada 2 hrs. para depositar en 2 baldes, uno para el compósito de 4 hrs. y otro para el compósito de 24 hrs.

Horario de Recolección de las Muestras.

1er. Turno:	10:00 y 14:00 hrs.	(compósito de 4 horas)			
2do. "	18:00 y 22:00 "	"	"	"	4 "
3er. "	02:00 y 06:00 "	"	"	"	4 "

DETERMINACIONES

- Análisis químico por %S en compósito de 4 hrs.
- Análisis de mallas +3/8", +35M, +100M y -100M en compósito de 24 hrs.
- Análisis químico por Fe, S, Cu en compósito de 24 hrs.

PROCESAMIENTO.- (Ver diagrama # 5)

De la muestra que se recibe cada 4 hrs. \pm 4 kgs. se separa por cuarteo, \pm 1 Kg. para ser enviada al laboratorio químico.

La muestra enviada al laboratorio se somete a:

- Secado en horno eléctrico a 110°C
- Cuarteo hasta obtener \pm 200 grs.
- Pulverizar y homogenizar.
- Poner en sobre rotulado y enviar al laboratorio químico.

Del compósito de 24 hrs. acumulado en planta se recoge ± 8 kgs., se cuartea y se separa ± 1 kg. para análisis de mallas y ± 1 kg., para ser enviada al laboratorio químico.

RESPONSABILIDAD

El muestreo es efectuado por el personal de operaciones de la planta. Procesamiento y análisis de mallas son efectuados por el personal del laboratorio metalúrgico. Análisis químico por personal del laboratorio químico.

REPORTE.

El resultado de %S de 4 hrs. se reporta al supervisor de la planta gravimétrica.

Los resultados de 24 hrs. salen en el reporte diario del laboratorio químico.

PLANTA GRAVIMÉTRICA-CONCENTRADO SNG MAGNETICO

Descarga de Zaranda

1 corte cada 2 hrs.

Compósito de 4 hrs.

4 Kgs.

8 Kgs.

Compósito de 24 hrs.

2 Kgs.

4 Kgs.

1 Kg.

110°C Horno Eléctrico

1 Kg.

110°C

2 Kgs.

ARCHIVO

1 Kg.

ANÁLISIS DE MALLAS

- + - - - 3/8"
- + - - - 20"
- + - - - 100"

150 Grs.

Chancadora Rodillos

Descartar

150 Grs.

Chancadora Rodillos

Pulverizador

100%
-100"

LAB. QUÍMICO

Pulverizador

100%
-100"

LAB. QUÍMICO

Análisis por : % S

Análisis por : Fe, S, Cu

3. PLANTA MAGNETICA - ALIMENTACION DE

MOLINOS DE BARRAS (M.B.)

OBTENCION DE MUESTRAS

Las muestras se agrupan en las siguientes líneas:

M.B.# 1, M.B.# 2-3-4, M.B.# 5-6, M.B.# 7-8

Las muestras se toman en la descarga de las fajas que alimentan los molinos de barras y se acumulan en la planta durante 24 hrs.

La frecuencia de muestreo es de 3 cortes en el primer y segundo turno y 2 cortes en el tercer turno.

Horario de Recolección de las Muestras.

3er. Turno: 06:00 hrs. compósito de 24 hrs.

DETERMINACIONES

- Análisis de mallas 3/4" en compósito de 24 hrs.
- Análisis completo de mallas +3/4" a -325M en compósito mensual.

PROCESAMIENTO.- (Ver diagrama # 6)

Las muestras se cuarteán en planta para obtener \pm 8 kgs. por línea y ser transportados al laboratorio metalúrgico donde se procesa de la siguiente manera:

Toda las muestras se pasan por malla 3/4", después de determinar las fracciones +3/4" y -3/4", se juntan estas frac-

ciones y se guardan en el archivo para formar el compósito mensual.

Además se toman muestras especiales de las mismas líneas, todos los días para determinar % humedad.

RESPONSABILIDAD

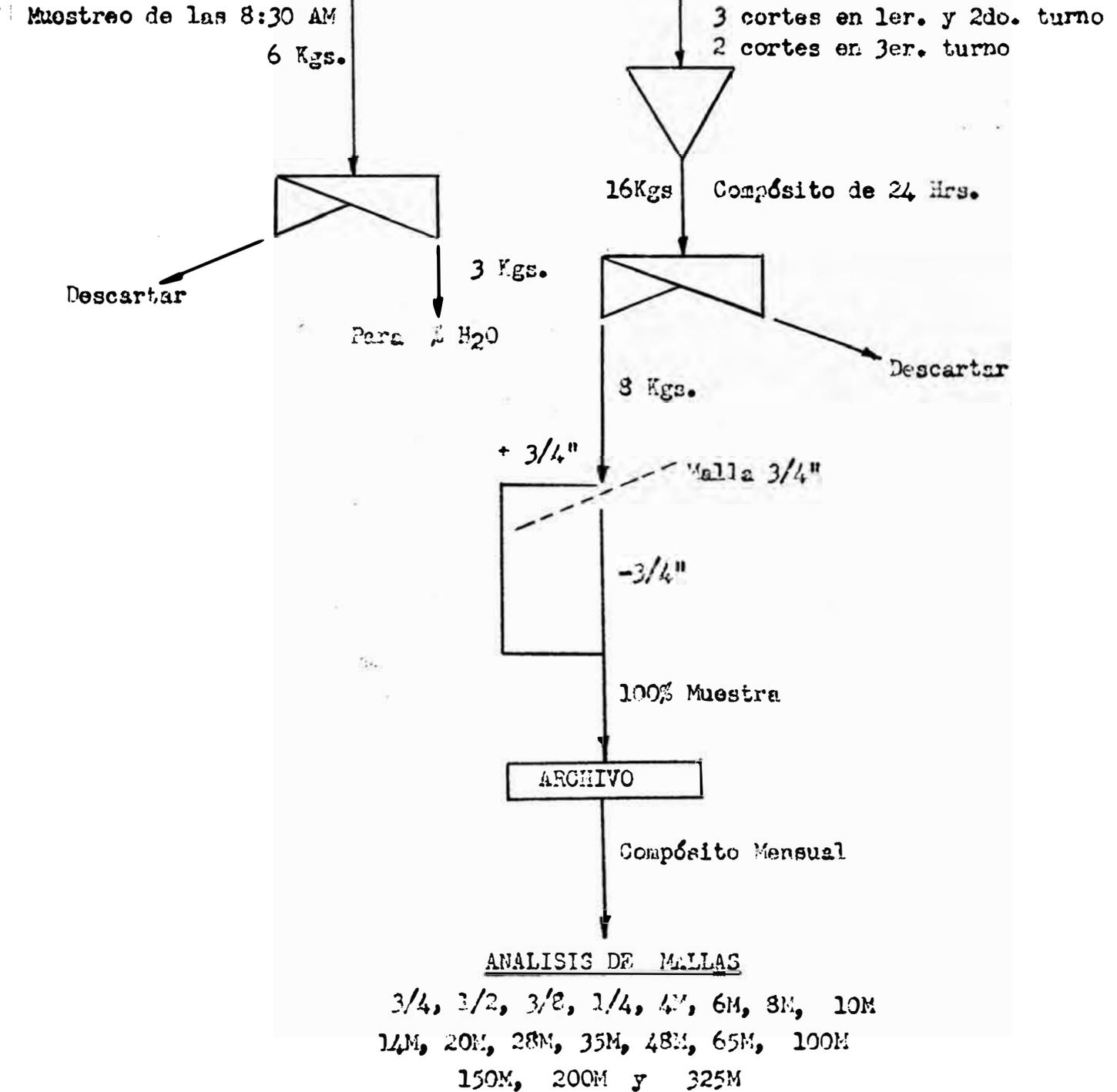
El muestreo y pruebas son efectuadas por el personal del laboratorio metalúrgico.

REPORTE

Los resultados de mallas y promedio de humedad de 24 hrs. salen en el reporte diario del laboratorio químico.

PLANTA MAGNETICA-ALIMENTACION A MOLINOS DE BARRAS

ALIMENTACION A MOLINOS DE BARRAS
 LINEAS: #1, #2-3-4, #5-6 Y #7-8



PLANTA MAGNETICA - DESCARGA DE LOS MOLINOS DE BARRASOBTENCION DE MUESTRAS

Las muestras se agrupan en las siguientes líneas:

M.B.# 1, M.B.# 2-3-4, M.B.# 5-6 y M.B. # 7-8

Las muestras se toman en la descarga de los molinos y se acumulan en la planta durante 24 hrs.

La frecuencia de corte es de: 3 cortes en el 1er. y 2do. turno y 2 cortes en el 3er. turno.

Horario de Recolección de Muestras.

3er. Turno: 06:00 hrs. compósito de 24 hrs.

DETERMINACIONES

- Análisis de mallas +10M, +20M, +325M +200M y -200M en compósito mensual.
- Análisis químico por Fe, S y FeO en compósito de 24 hrs.
- Análisis químico por Cu en compósito semanal.
- Análisis químico por Fe, S, Cu, y FeO en compósito mensual
- Análisis de mallas de 6 Mesh a -325Mesh en compósito mensual.

PROCESAMIENTO.- (Ver diagrama # 7)

El compósito de 24 hrs. se recolecta de cada una de las líneas en baldes rotulados. Se hace un cuarteo en planta pa-

ra obtener \pm 2 kgs. para procesar en el laboratorio metalúrgico, como sigue:

Vaciar todo el contenido del balde a una bandeja rotulada.

- Secado de la muestra en horno eléctrico a 110°C.

Cuarteo para separar \pm 300 grs. para análisis de mallas,

- 500 grs. para guardar en el archivo y \pm 150 grs. para preparar muestra para análisis químico.

RESPONSABILIDAD

El muestreo, procesamiento y pruebas de mallas y humedad por el personal del laboratorio metalúrgico. Análisis químico por el personal del laboratorio químico.

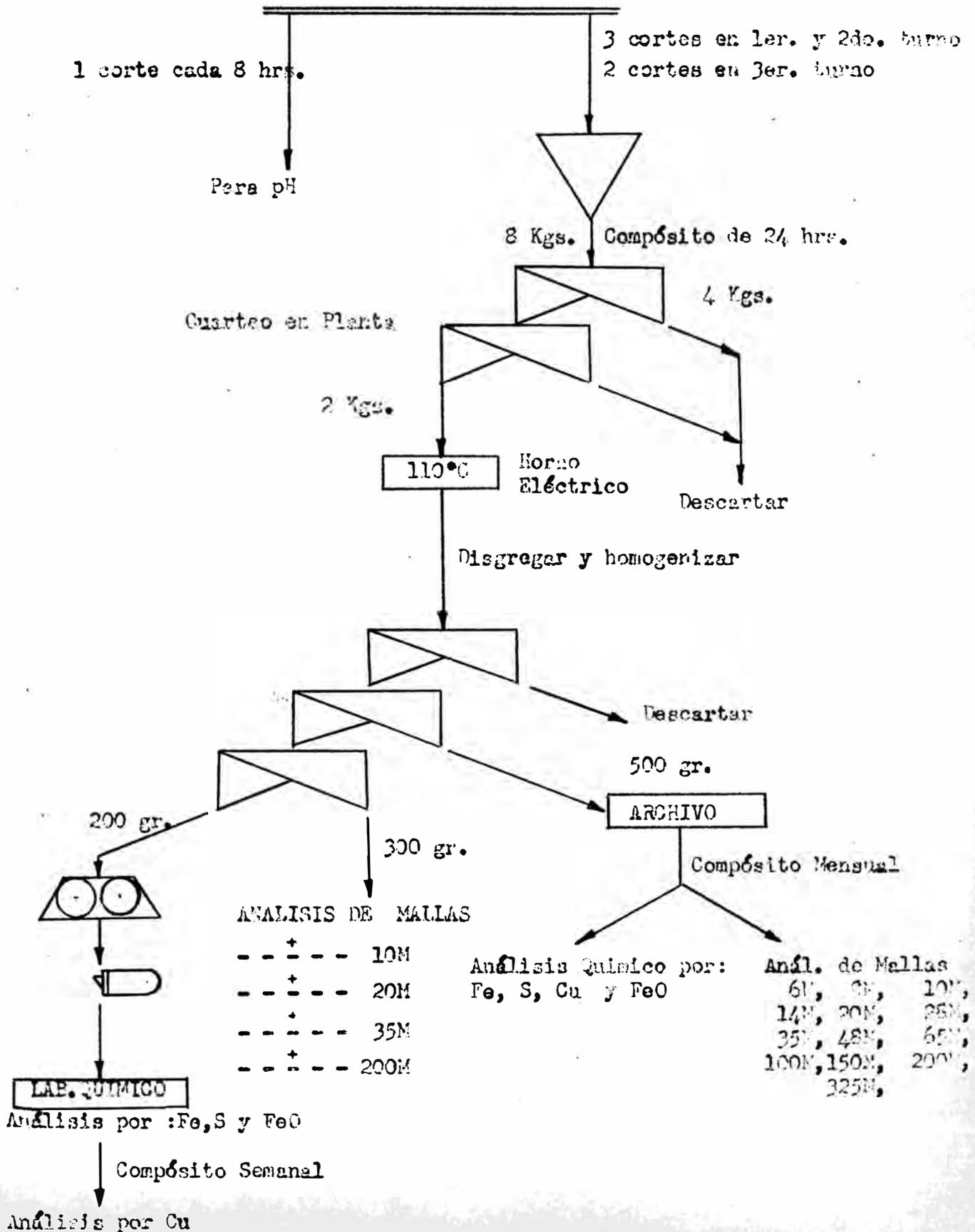
REPORTE

Los resultados de análisis de mallas y químico, en compuesto de 24 hrs. salen en el reporte diario del laboratorio químico.

Los resultados de pH, salen en el reporte diario del laboratorio químico.

PLANTA MAGNETICA-DESCARGA DE MOLINOS DE BARRAS

DESCARGA DE MOLINOS DE BARRAS
LINEAS: #1, #2-3-4, #5-6 y #7-3



PLANTA MAGNETICA - CONCENTRADO DE SINTERIZACION (KN)OBTENCION DE MUESTRAS.

Las muestras se toman en la descarga de la faja que recibe el concentrado de las zarandas desaguadoras, con una frecuencia de 1 corte cada hora.

Horario de Recolección de las Muestras.

1er. Turno:	09:00 - 13:00	horas	(compósito de 4 horas)
2do. " :	17:00 - 21:00	"	" " 4 "
3er. " :	01:00 - 05:00	"	" " 4 "

DETERMINACIONES

- Análisis químico por Fe en compósito de 4 hrs.
- Análisis de mallas +10+20+35+100 y -100 Mesh en compósito de 24 hrs.
- Análisis químico por Fe, S, Cu y FeO en compósito de 24 hrs.
- Análisis de mallas completo de +10M a -325M en compósito mensual.
- Análisis químico por Fe, S, Cu, FeO S/SO₄, SiO₂, Al₂O₃, CaO, MgO, Mn y P, en compósito mensual.

PROCESAMIENTO.- (Ver diagrama # 8)

Las muestras recolectadas cada 4 hrs. (± 4 kgs) son sometidas al siguiente procesamiento:

- Cuarteo hasta obtener ± 500 grs.
- Secado en horno eléctrico a 110°C

- Disgregado en malla 10 Mesh.
- Cuarteo hasta obtener \pm 100 grs.
- Se guarda \pm 250 grs. para preparar compósitos diario y mensual.
- La muestra de \pm 100 grs. se pulveriza, homogeniza y se pone en sobre rotulado para su enviado al laboratorio químico.

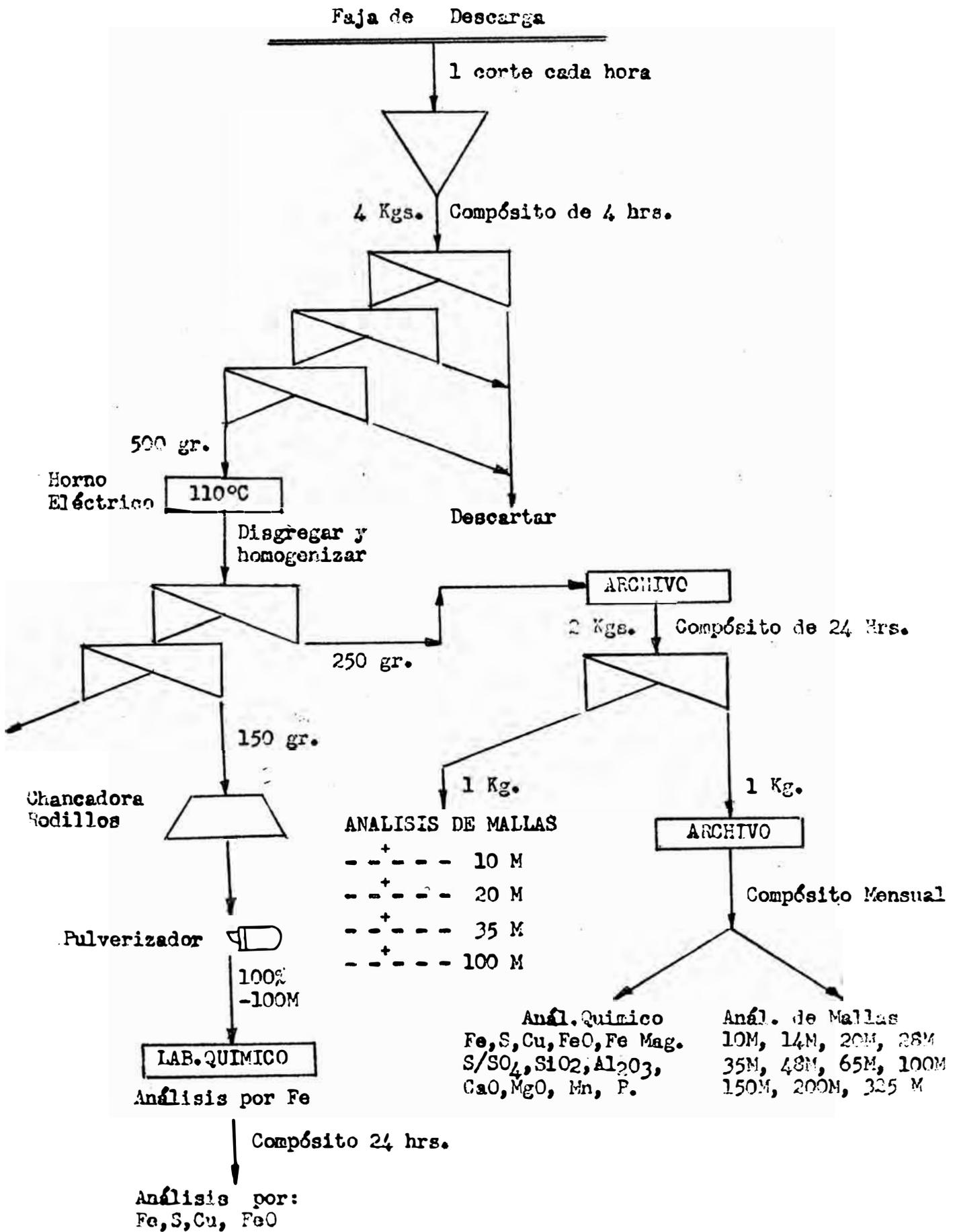
RESPONSABILIDAD

El muestreo es efectuado por el personal de operaciones de planta. El procesamiento y análisis químico por personal del laboratorio metalúrgico y químico respectivamente.

REPORTE

Los resultados de cada 4 horas son reportados por el supervisor del laboratorio químico al supervisor de planta magnética. Los resultados de análisis de mallas y químico de 24 horas salen en el reporte diario del laboratorio químico.

PLANTA MAGNETICA-CONCENTRADO DE SINTERIZACION



PLANTA MAGNETICA - ALIMENTACION A COBBERSCONCENTRADO DE COBBERS Y COLAS DE COBBERS

ALIMENTACION A COBBERS.- La muestra de alimentación tipo cobbers vienen a ser las mismas que las descargas de molinos de barras; y el procedimiento de muestreo es el mismo (ver diagrama # 7)

CONCENTRADO DE COBBERS.- También vienen a ser la alimentación a molinos de bolas y las muestras se toman en la descarga de los respectivos separadores magnéticos tipo cobbers.

Horario de Recolección de las Muestras.

3er. Turno: 06:00 compósito de 24 horas.

DETERMINACIONES.

- Análisis químico por Fe, S en compósito de 24 horas.
- Análisis de malla en compósito de 10M a 325M

COLAS DE COBBERS.- Las muestras se toman en las descargas de las colas de cada separador magnético, con una frecuencia de 3 cortes en el 1er. y 2do. turno y 2 cortes en el tercer turno. Las muestras se acumulan en la planta hasta completar el compósito de 24 hrs.

Horario de Recolección de las Muestras.

3er. Turno: 06:00 compósito de 24 horas.

DETERMINACIONES

- Análisis químico por Fe, S en compósito de 24 horas.
- Análisis químico por Cu en compósito semanal.

PROCESAMIENTO (Ver diagrama # 9 para el cobber concentrado)

Las muestras (concentrado de cobbers y colas de cobbers), se recolectan de la planta \pm 2 kgs y se procesan como sigue:

- Agitar bien y vaciar las muestras en bandejas rotuladas.
- Secado en horno eléctrico a 110°C.
- Disgregado en malla 10M y homogenizar.
- Se cuartea para separar \pm 350 grs. para guardar en el archivo para el compósito mensual y \pm 150 grs. para análisis químico que se procesa como sigue:
- Pulverizado y homogenizado.
- Poner en sobres rotulados y envío al laboratorio químico.

RESPONSABILIDAD

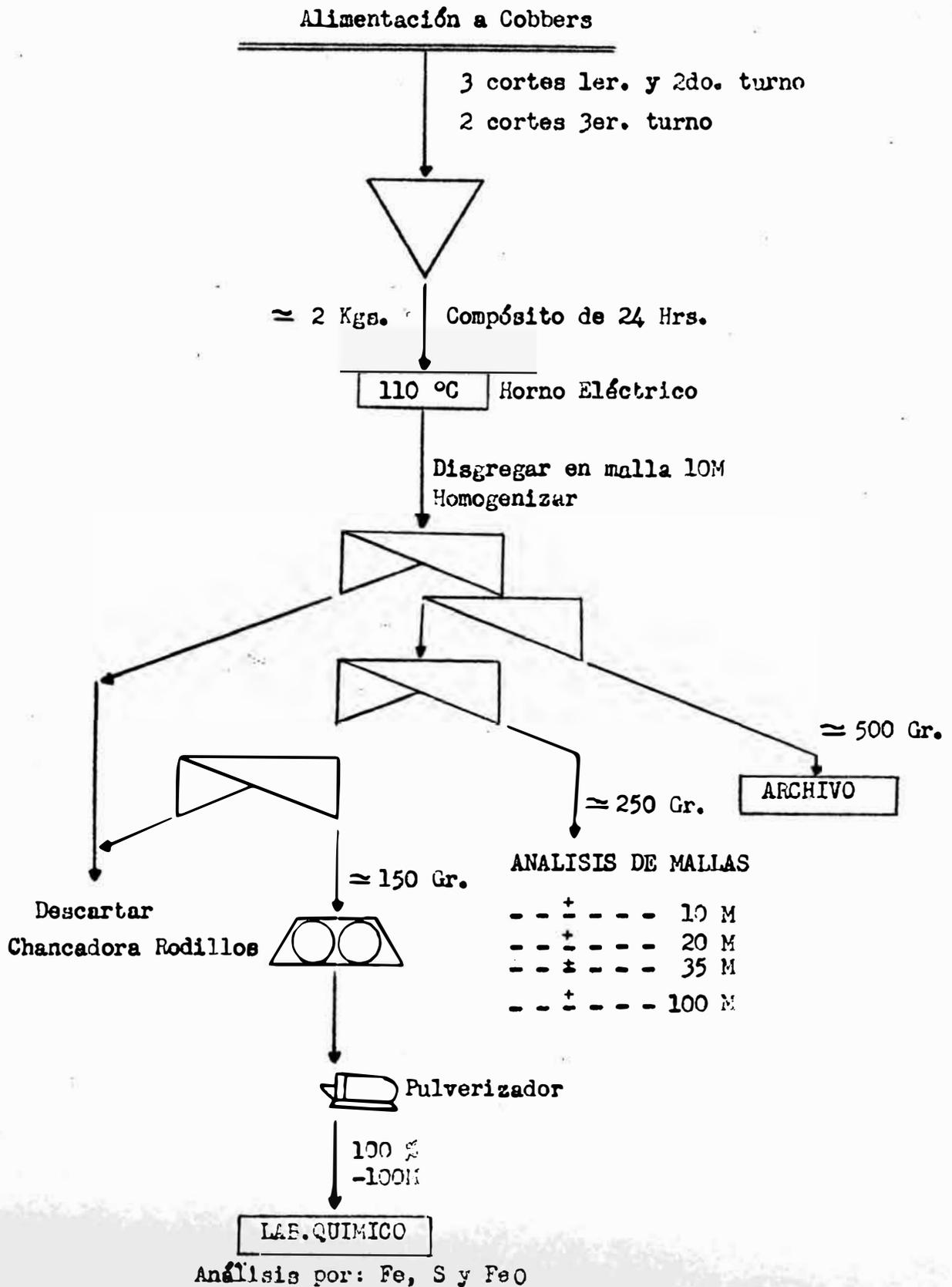
El muestreo y procesamiento es efectuado por el personal del laboratorio metalúrgico. Análisis químico por el personal del laboratorio químico.

REPORTE

Los resultados salen en el reporte diario del laboratorio químico.

NOTA.- El diagrama para el procesamiento de las colas de cobbers es el mismo que para el concentrado de cobbers (diagrama # 9), con la diferencia que no se hacen análisis de mallas en el compósito mensual.

PLANTA MAGNETICA - ALIMENTACION A COBBERS



PLANTA MAGNETICA - DESCARGA DE MOLINOS DE BOLASOBTENCION DE MUESTRAS

Las muestras comprenden las líneas # 1, # 2-3-4, # 5-6 y línea # 7. Las muestras se toman en la descarga de cada molino; la frecuencia de muestreo es de 3 cortes en el 1er. y 2do. turno y 2 cortes en el 3er. turno. El compósito de 24 horas se acumula en planta.

Horario de Recolección de las Muestras.

3er. Turno: 06:00 compósito de 24 horas

DETERMINACIONES

Análisis de malla completo en compósito mensual.

PROCESAMIENTO (Ver diagrama # 10)

- Las muestras se recolectan de la planta en baldes rotulados (\pm 2 kgs.)
- Secado en horno eléctrico a 200°C
- Cuarteo hasta obtener \pm 250 grs. para formar el compósito mensual.

RESPONSABILIDAD.

El muestreo y pruebas son efectuados por el personal del laboratorio metalúrgico.

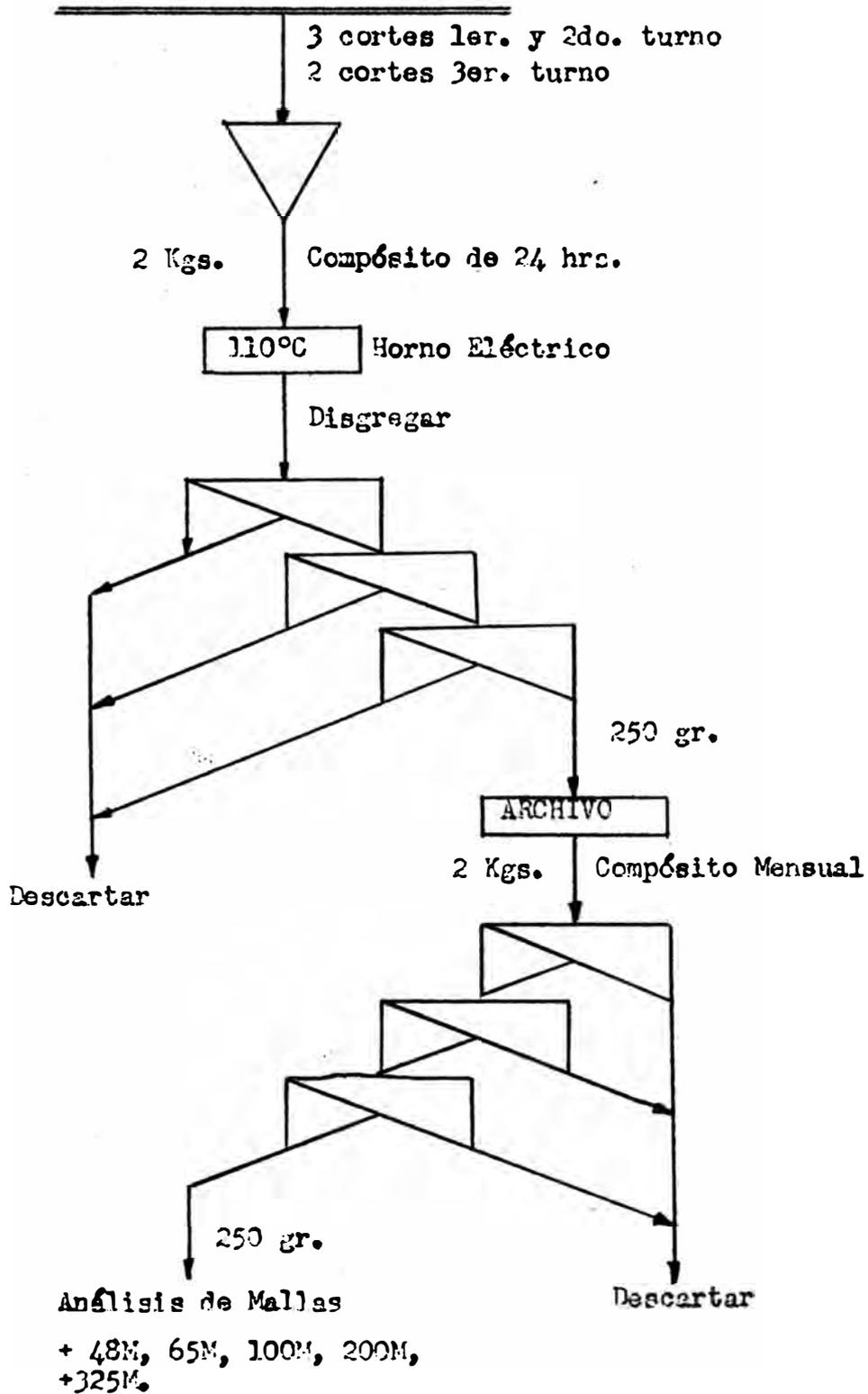
REPORTE

Los resultados salen en el reporte mensual de control de procesos.

PLANTA MAGNETICA-DESCARGA DE MOLINOS DE BOLAS

DESCARGA DE MOLINO DE BOLAS

L: #1, 2-4, 5-6 y 7



mico por Fe y S en compósito de 24 horas.

- Análisis de mallas completo de +65M a -325M en compósito mensual.

PROCESAMIENTO (Ver diagrama # 11)

Las muestras se recolectan de la planta (\pm 2 kgs.) y se procesa como sigue:

- Cuarteo hasta obtener \pm 1 kg.
- Filtrado.
- Cuarteo con espátula para obtener \pm 50 grs. para pruebas de blaine index.
- Acumular 250 grs. de muestra en balde rotulado, hasta completar el compósito de 24 horas.

RESPONSABILIDAD.

El muestreo, procesamiento, determinación de la superficie específica y análisis de estructuras, es efectuado por el personal del laboratorio metalúrgico. Los análisis químicos por el personal del laboratorio químico.

REPORTE.

Los resultados de la superficie específica y % S en la alimentación a flotación en compósitos de 4 horas son reportados por los supervisores del laboratorio metalúrgico y químico respectivamente.

NOTA.- Las muestras de las colas de los finishers se toman en las descargas de las colas de cada separador magnético, y se sigue el mismo procedimiento y determinación que para las colas de los cobbers.

PLANTA MAGNETICA--CONCENTRADO DE FINISHERS

Concentrado de Finishers
L: #1, #2-4 y #5-6

1 corte cada hora

2 kgs. Compósito de 4 hrs.

Descartar

1 Kg.

Filtro a presión de aire

Descartar

Cuarteo con espátula

50 gr.

Blaino Index

250 gr.

Compósito
24 hrs.

ACUMULAR

110°C

Disgregar

400 gr.

ARCHIVO

Compósito Mensual

100 gr.

250 gr.

300 gr.

Descartar

Fulverizador

100μ
-100μ

LAB. QUIMICO

Anál. Químico
Fe, S, Cu, FeO
Fe Mag., S/30,
SiO₂, Al₂O₃, CaO
MgO, Mn, P, GOI

Anál. de Mallas
65M, 100M, 150M,
200M, 325 M

Análisis por: %Fe y %S

4.- PLANTA DE FLOTACION - UNDERFLOW DE FLOTACION FINE GRINDOBTENCION DE MUESTRAS.

Las muestras se agrupan en: Línea # 1-4, línea # 5-6 y línea # 7-8. Las muestras son tomadas del cajón de descarga de las celdas de flotación, la frecuencia de muestreo es de 1 vez cada hora por línea para formar compósitos de 4 horas.

Horario de Recolección de las Muestras

1er Turno:	09:00 y 13:00 hrs.	compósito de 4 hrs.,	líneas
			7-8
	11:00 y 15:00	" " " 4 "	líneas
			1-4 y 5-6
2do. Turno:	17:00 y 21:00 hrs.	compósito de 4 hrs.	líneas
			7-8
	19:00 y 23:00	" " " 4 "	Líneas
			1-4 y 5-6
3er. Turno:	01:00 y 05:00 hrs.	compósito de 4 hrs.	líneas
			7-8
	03:00 y 07:00	" " " 4 "	líneas
			1-4 y 5-6

DETERMINACIONES

- Análisis químico por S, en compósito de 4 hrs. todas las líneas.
- Análisis químico por S/FeS en compósito de 4 hrs. línea # 7-8
- Análisis químico por Fe y S en compósitos de 24 hrs.
- Análisis de mallas de +28M a -325M en compósito mensual, líneas 7-8

- Análisis químico por Fe, S, Cu, FeO, SiO₂, Al₂O₃, CaO, MgO, Mn, y P en compósito mensual de líneas 7-8

PROCESAMIENTO (Ver diagrama # 12)

Las muestras se recolectan en planta y se procesan de la siguiente manera:

- Cuarteo hasta obtener \pm 1 Kg.
- Filtrado
- Cuarteo con espátula para obtener \pm 200 grs.
- Secado en horno eléctrico a 110°C
- Homogenizado
- Cuarteo y separar \pm 100 grs.
- Pulverizado y homogenizado.
- Poner en sobres rotulados y enviar al laboratorio químico.
- Acumular el remanente \pm 100 grs. para el compósito de 24 hrs.

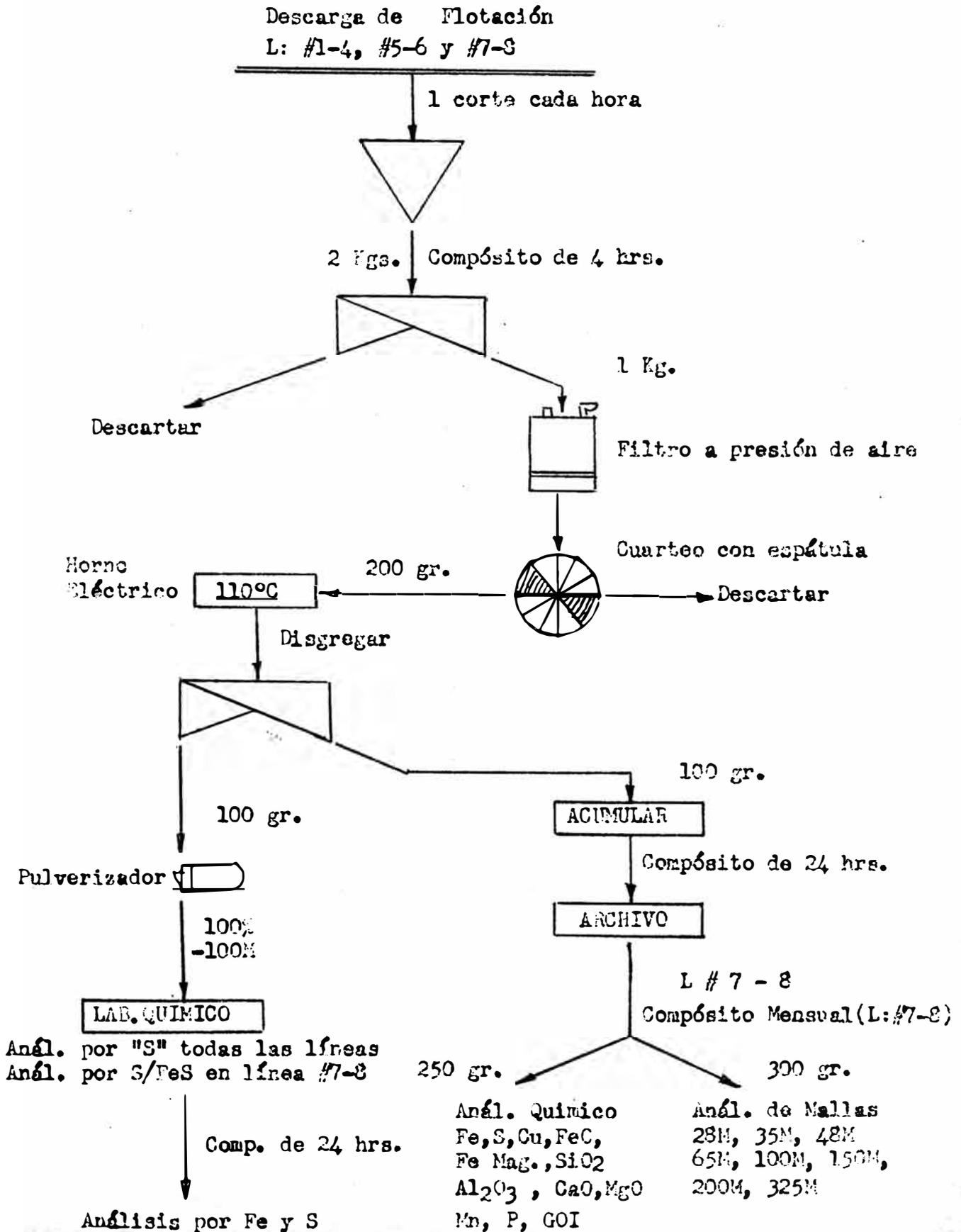
RESPONSABILIDAD.

El muestreo, procesamiento y análisis de mallas es efectuado por el personal del laboratorio metalúrgico. Los análisis químicos por el personal del laboratorio químico.

REPORTE

Los resultados de análisis químicos de cada 4 horas es reportado por el supervisor del laboratorio químico al supervisor de planta. Los resultados de los análisis químicos en compósito de 24 horas salen en el reporte diario del laboratorio químico.

PLANTA DE FLOTACION-DESCARGA DE FLOTACION FINE GRIND



PLANTA DE FLOTACION - ESPUMAS DE FLOTACION FINE GRIND

OBTENCION DE MUESTRAS

Las muestras se agrupan en: líneas # 1-4, líneas # 5-6 y líneas # 7-8.

Las muestras por líneas se toman en los canales de rebose de las celdas, las frecuencias de muestreos son: 3 cortes en el 1er. y 2do. turno y 2 cortes en el 3er. turno. El compósito de 24 horas se acumula en la planta.

Horario de Recolección de las Muestras.

3er. turno: 06:00 a.m. - compósito de 24 hrs.

DETERMINACIONES

- Análisis químico por Fe, S, Cu y FeO en compósito de 24 hrs.
- Análisis de mallas completo en compósito mensual para la línea # 7-8 espuma total.
- Análisis químico por Fe, S, Cu, FeO, SiO₂, Al₂O₃, CaO, MgO, Mn, F en compósito mensual para las líneas 7-8.
- Análisis químico por Fe, S, FeO en compósito mensual de la espuma total.

PROCESAMIENTO (Ver diagrama # 13)

Las muestras se recolectan en planta y se procesan de la siguiente manera:

- Cuarteo hasta obtener [±] 1 kg.
- Filtrado
- Separar por cuarteo con espátula [±] 500 grs.

Secado en horno eléctrico a 110°C

Separar por cuarteo \pm 150 grs.

- Pulverizado y homogenizado.

Poner en sobres rotulados y enviar al laboratorio quími
mico.

- Guardar \pm 250 grs. en el archivo.

- Se hace compósito mensual solo de la línea # 7-8 y es
puma total

RESPONSABILIDAD

El muestreo, procesamiento y análisis de mallas son efectuada
dos por el personal del laboratorio metalúrgico; los análisi
sis químicos son efectuados por el personal del laboratorio
químico.

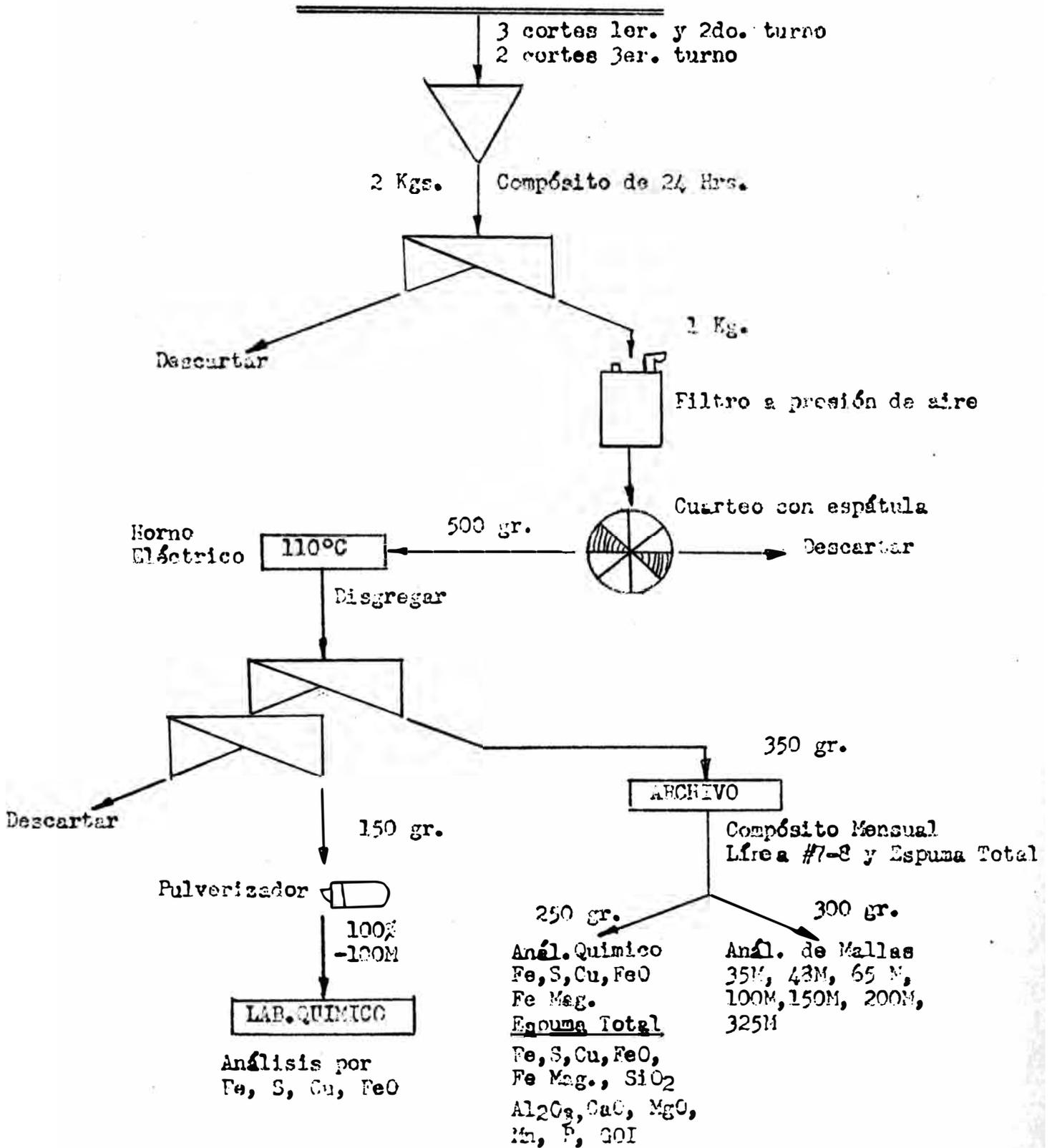
REPORTE

Los resultados de análisis químicos en compósito de 24 horas
salen en el reporte diario del laboratorio químico.

Los resultados de análisis químicos y análisis de mallas sala
len en el reporte mensual de control de procesos.

PLANTA MAGNETICA-ESPUMAS DE FLOTACION FINE GRIND

Descarga de las Espumas de los bancos: L/1-4, #5-6, #7-8 y Tot.



5.- PRODUCTO TOTAL DE PLANTA MAGNETICA PARA ALIMENTACION

A PLANTA DE PELETS

OBTENCION DE MUESTRAS

Estas muestras son tomadas en el distribuidor de alimentación a los agitadores con una frecuencia de un corte cada hora.

DETERMINACIONES

- Superficie específica en compósito de 2 horas.
- Análisis de mallas -325M en compósito de 2 horas.
- Análisis químico por %S y % Insolubles en compósito de 2 horas.
- Análisis químico por % Fe y % S en compósito de 24 horas.
- Análisis químico por Fe, S, Cu, FeO, Fe Magnético, SiO₂, Al₂O₃, CaO, MgO, Mn, P en compósito mensual.

RESPONSABILIDAD

El muestreo, procesamiento, pruebas de superficie específicas y análisis de mallas es responsabilidad del personal del laboratorio metalúrgico. Análisis químicos por el personal del laboratorio químico.

REPORTES

Los resultados de mallas, superficie específica, % S y % de insolubles, se reportan cada 2 horas a las plantas magnética y pélets. Los compósitos de 24 horas salen en el reporte diario del laboratorio químico.

PRUEBA DE SUPERFICIE ESPECIFICA (Blaine Index)

Las muestras para estas determinaciones pueden ser de alimentación a los agitadores o de concentrado filtrado (filter cake)

PREPARACION DE LA MUESTRA

La muestra obtenida de aproximadamente 200 grs. se procesa de la siguiente manera:

- 1.- Diluir la muestra con 400 cc. de agua fresca.
- 2.- Filtrar cuidadosamente todo el contenido en un filtro a presión modelo Denver de 8" de diámetro.
- 3.- Agregar 400 cc. más de agua fresca sin remover la muestra y filtrar nuevamente.
- 4.- Repetir el paso 3 nuevamente, por tres veces más sin remover la muestra.
- 5.- Secar la muestra en horno eléctrico a 110°C
- 6.- Disgregar la muestra en malla # 200M, frotando con un tapón de jebe, luego juntar y mezclar bien las fracciones +200M y -200M
- 7.- Homogenizar la muestra en tela de jebe.
- 8.- Cuartear la muestra con espátula para obtener aproximadamente la mitad de muestra y colocarla en un recipiente de plástico o un sobre de papel.

PESADA DE LA MUESTRA

El peso requerido de muestra para la prueba, se calcula haciendo uso de la fórmula:

$$W = 0.5 \times C \times V$$

Donde:

W = Peso de la muestra en gramos

V = Volumen de la celda en cm^3 , determinado en la calibración del aparato.

C = Gravedad específica de la muestra determinada en picnómetro de aire.

El factor 0.5 es la porosidad del lecho de muestra (ecuación 2 del método ASTM).

La muestra debe ser pesada con una aproximación de 1 milígramo.

PREPARACION DEL LECHO DE MUESTRA EN LA CELDA.

- 1.- Colocar el disco perforado sobre el borde sobresaliente de la celda de permeabilidad, luego colocar un disco de papel filtro sobre el disco perforado y prensar bien los bordes con una barra recubierta de jebe, cuyo diámetro es ligeramente menor que el de la celda.
- 2.- Depositar la muestra pesada dentro de la celda. Darle unos toques suaves en los costados de la celda para nivelar el lecho de muestra.
- 3.- Colocar un disco de papel filtro sobre la muestra y comprimir la muestra con el pistón, hasta que el cuello toque la parte superior de la celda, luego se retira lentamente el pistón.

PRUEBA DEL BLAINI INDEX (Ver diagrama # 14)

- 1.- Colocar la celda en el acoplamiento (tubo en "U"), asegurándose de que la conexión de aire, este bien sellada.

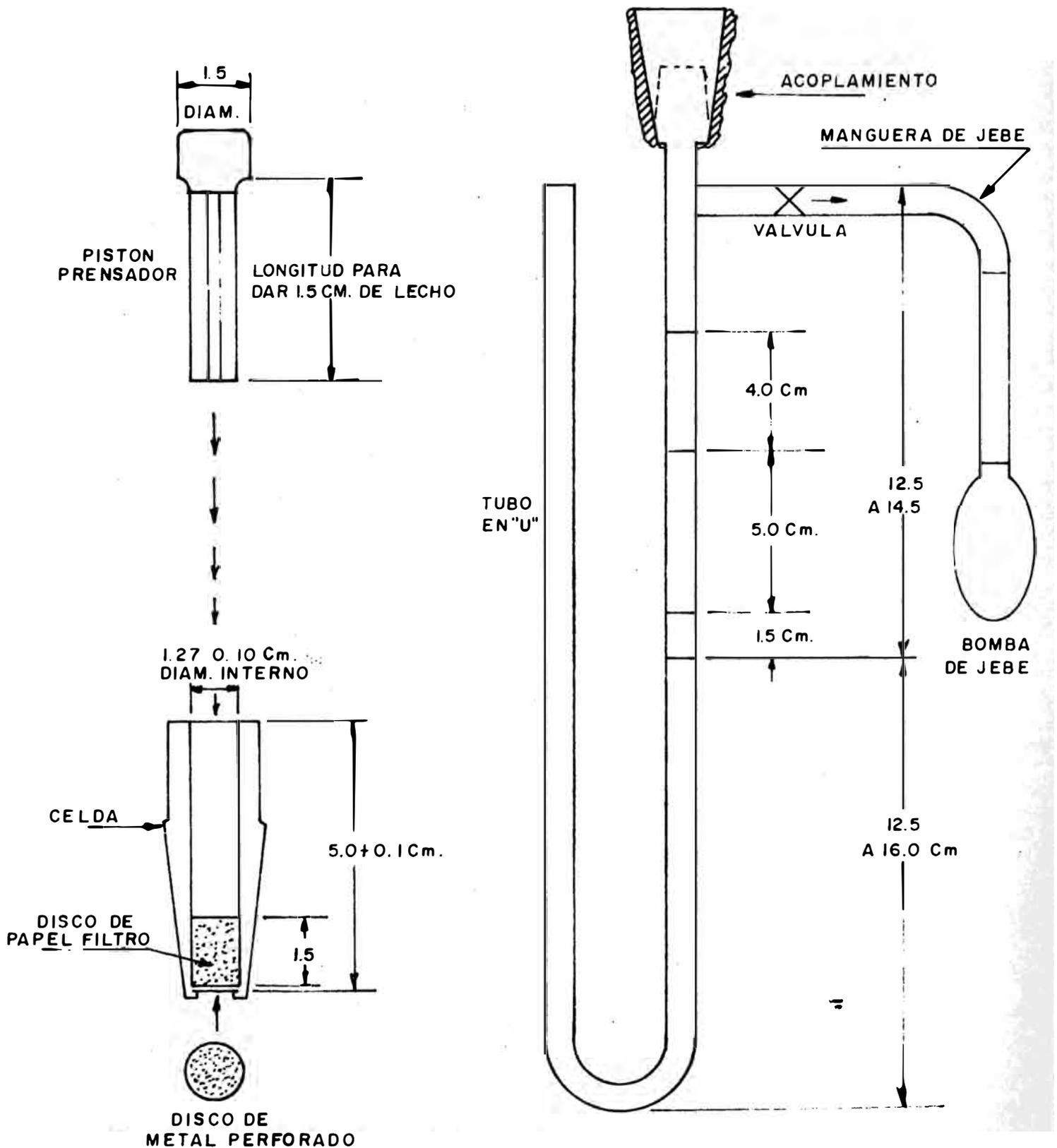
- 2.- Evacuar lentamente el aire de un brazo del tubo en "U" hasta que el líquido alcance la marca superior, luego cerrar bien la válvula.
- 3.- Poner en marcha el cronómetro cuando la parte baja del menisco coincida con la tercera marca (parte inferior)
- 4.- El intervalo de tiempo medido es anotado en segundos.
- 5.- La superficie específica en gr/cm^2 de la muestra en prueba es calculada haciendo uso de la fórmula:

$$S = K \frac{\sqrt{T}}{E}$$

Donde:

- S = Superficie específica de la muestra en gr/cm^2
K = Constante que se determina durante la calibración del aparato (de la ecuación 7 del método ASTM)
T = Tiempo medido en segundos.
E = Gravedad específica determinada en picnómetro de aire para la muestra en prueba.

**APARATO PARA PRUEBA DE SUPERFICIE ESPECIFICA
(BSA)**



6.- PLANTA DE PELETS - ALIMENTACION A BOLAS VERDES,BOLAS VERDES Y PELETS QUEMADOSALIMENTACION A BOLAS VERDES,

Las muestras de alimentación a bolas verdes (concentrado filtrado) son tomadas en las fajas de descarga de la tolva de almacenamiento de concentrado filtrado. La muestra es tomada cada 2 horas y se determina humedad, superficie específica y porcentaje de S.

BOLAS VERDES

Las muestras de bolas verdes son tomadas en las descargas de los transportadores de rodillos de cada línea y la frecuencia de muestreos es de 3 veces por turno.

DETERMINACIONES

Las determinaciones que se hacen son:

- Análisis de malla: 3/4", 5/8", 3/9", 1/4" y -1/4"; 3 veces por turno.
- Determinación de humedad; 1 vez por guardia.
- Número de caídas a 18" de altura (10 bolas tamaño -1/2 +7/16" 3 veces por turno.
- Compresión de bolas húmedas (10 bolas tamaño -1/2 +7/16") 3 veces por turno.
- Compresión de bolas secas (10 bolas tamaño -1/2 +7/16") 1 vez por turno.

PROCESAMIENTO (ver diagrama # 15)

Las muestras se toman haciendo 3 cortes longitudinales en las descargas de los transportadores de rodillos, hasta obtener 15 Kgs. de muestra que luego es transportada al laboratorio de planta pélets donde se procesa como sigue:

- Cuarteo hasta obtener ± 10 Kgs.
- ± 1 Kg. para determinar humedad.
- ± 3 kgs. para pruebas de caída, compresión húmeda y compresión seca.
- 10 kgs. para análisis de malla.

RESPONSABILIDAD

- Muestreos y pruebas de rutina son efectuados por el personal de operaciones.
- Muestreos y pruebas de chequeo son efectuados por el personal de Control de Procesos.

REPORTES

Los resultados de análisis de malla de rutina y de chequeos se reportan al supervisor de guardia de la planta pélets.

PELETS QUEMADOS (control de rutina)

Las muestras se obtienen en las descargas de ambos hornos, con una frecuencia de 1/2 hora, hasta formar 1 compósito de 2 horas en cada línea (± 18 kgs.)

DETERMINACIONES

- Tumble Index ASTM por línea en compósito de 2 horas.

- Compresión por línea en compósito de 2 horas.
- Compresión por línea en compósito de 8 horas.

PROCEDIMIENTO (Ver diagrama # 16)

El compósito de 2 horas se recolecta y se procesa de la siguiente manera:

- Cuarteo hasta obtener:
 - 13 kgs. para Tumble Index (A.S.T.M.)
 - 2 Kgs. para prueba de compresión.
- La muestra para la prueba de compresión se pasa por mallas 1/2 + 7/16"
- Se separa la fracción -1/2 + 7/16"
- = Se toman al azar [†] 200 pélets para preparar el compósito por guardia.
- El compósito para compresión por guardia se hace separando al azar 100 pélets de los 200 pélets de las muestras de cada 2 horas. Estas pruebas se efectúan en el laboratorio de planta pélet.

RESPONSABILIDAD

El muestreo, Tumble Index y pruebas de compresión en 50 pélets cada 2 horas y separación de la muestra para el compósito del turno es efectuado por el personal de Operaciones.

La preparación del compósito del turno para compresión y tumble index es efectuado por el personal de Control de Procesos.

REPORTES

Todos los resultados obtenidos se reportan al supervisor del turno y los resultados se anotan en la pizarra y las hojas de control que existe en el control # 2.

PELETS QUEMADOS (compósitos del día)

Las muestras se obtienen en los mismos lugares de muestreos que para las muestras horarias, con una frecuencia de 1 corte cada hora.

DETERMINACIONES

- Tumble Index.

Análisis químico por Fe, S, FeO, SiO₂ en compósito de 24 horas.

Para el compósito semanal, las determinaciones son:

- Tumble Index

- Compresión

- Swelling Index

- Análisis químico por Cu.

PROCESAMIENTO

El compósito acumulado en planta, se cuartea en el lugar de muestreo hasta obtener ± 30 kgs. por línea y es llevado al laboratorio de planta de pélets, donde se procesa de la siguiente manera:

- Cuarteo hasta obtener 2 partes representativas de la muestra.

- De la primera parte se hacen análisis de mallas ± 8 kgs. y el resto se guarda para el compósito semanal y mensual.

- De la segunda parte, se prepara el compósito de 24 horas y el resto de la muestra es llevada al laboratorio químico.

El compósito semanal se prepara en el laboratorio de la planta pélets y la muestra se cuartea hasta obtener ± 25 kgs. para el Tumble Index (JIS), y - 2 kgs. para pruebas de compresión y swelling index.

RESPONSABILIDAD

El muestreo, cuarteo y preparación del compósito de 24 horas, separar la muestra para el laboratorio químico, archivo y compósito semanal; es responsabilidad del personal de operaciones.

- Análisis de mallas, separación de las fracciones para hacer el compósito mensual, Tumble Index (JIS); compresión y swelling index en compósito semanal; separación de las muestras por fracciones para análisis químico y preparación de las muestras para análisis químico son responsabilidad del personal de control de Procesos.

PRUEBA DE TUMBLE EN MUESTRA DE PELETS.PROCEDIMIENTO ASTM (Adaptado a Marcona)

La muestra obtenida (\pm 18 kgs.) sigue la siguiente marcha:

- se pesa exactamente 12.250 kgs. de pélets y se zarandean durante 3 minutos en una zaranda mecánica Gilson.
- La zaranda Gilson contiene las mallas: 3/4", 5/8", 1/2", 3/8", 1/4" y 1 mm.
- Se pesan las fracciones individuales y se anotan los resultados.
- Se juntan y mezclan todas las fracciones mayores a 1/4"
- Se pesa exactamente 11.360 kgs. de las fracciones mayores a +1/4"
- Se colocan los 11.360 kgs. de muestra dentro del tambor de prueba (ver diagrama # 17)
- Se cierra herméticamente la ventana del tambor.
- Se pone el contador mecánico en 200 revoluciones y se empieza la rotación. El tambor gira a 24 RPM y debe parar después de completar las 200 vueltas exáctas.

- Se descarga el tambor una vez completada las 200 vueltas en una bandeja colocada debajo del tambor.
- Se zarandea toda la muestra en la zaranda Gilson durante 3 minutos usando las mallas antes descritas.
- Se pesa cada fracción individualmente y se anotan los resultados.
- Se calculan los porcentajes individuales basados en el peso total de las fracciones.

El resultado del Tumble Index ASTM está dado por el porcentaje de la fracción +1/4" acumulado, después de la prueba.

PROCEDIMIENTO JIS (Adaptado a Marcona)

La muestra obtenida (\pm 26 kgs.) sigue la siguiente marcha:

- Se pesa exactamente 24 kgs. de pélets y se zarandean durante 3 minutos en una zaranda mecánica Gilson
- La zaranda Gilson contiene las mallas 3/4", 5/8", 1/2", 3/8", 1/4" y 1 mm.
- Se pesan las fracciones individuales y se anotan los resultados.
 - Se juntan y mezclan todas las fracciones mayores a + 1mm.
 - Se pesa exactamente 23.000 kgs. de muestra de las fracciones mayores a +1mm.
 - Se colocan los 23.000 kgs. de muestra dentro del tambor de prueba.
 - Se cierra herméticamente la ventana del tambor.
 - Se pone el contador mecánico en 200 revoluciones y se empieza la rotación.
 - Una vez descargado el tambor, se zarandea la muestra durante 3 minutos en la zaranda Gilson.
 - Se pesa cada fracción individualmente y se anotan los resultados.
 - Se calculan los porcentajes individuales basado en el peso total de las fracciones.

El resultado del Tumble Index JIS está dado por el porcentaje de la fracción +1mm. acumulado, después de la prueba.

PRUEBA DE COMPRESION EN PELETS QUEMADOS

PREPARACION DE LA MUESTRA

La muestra \pm 5 kgs. se procesa como sigue:

- 1.1 Se pasa por mallas 1/2" y 7/16"
- 1.2 Se separa la fracción -1/2" +7/16" y se deposita en una bolsa.

PRUEBA

El equipo utilizado es una prensa Carver. (Ver diagrama # 18)

- 2.1. Se extrae al azar un pélet de la bolsa y se coloca en la parte céntrica del plato inferior de la prensa.
- 2.2. Se cierra bien la válvula de escape.
- 2.3. Se levanta el plato inferior lentamente, presionando la palanca hacia abajo, hasta que el pélet se rompa.
- 2.4. Se lee y se anota la presión que indica la aguja del manómetro.
- 2.5. Se hace retornar el plato inferior a su posición inicial.
- 2.6. Se repiten los pasos 2.1, 2.2., 2.3, 2.4 y 2.5 hasta completar 50 determinaciones.

PRUEBA DE COMPRESION EN BOLAS VERDES

PREPARACION

La muestra de \pm 3 kgs. se procesa de la siguiente manera:

- 1.1 Se pasa por mallas 1/2" y 7/16" (huecos redondos)
- 1.2 Se separa la fracción -1/2" +7/16" obtenida y se coloca en una bandeja.

- 1.3 Se toman al azar 10 pélets para pruebas de compresión en húmedo.
- 1.4 Se toman al azar 50 pélets húmedos y se secan en un horno eléctrico a 200°C.
- 1.5 Se toman al azar 10 pélets para pruebas de compresión seca.

PRUEBA

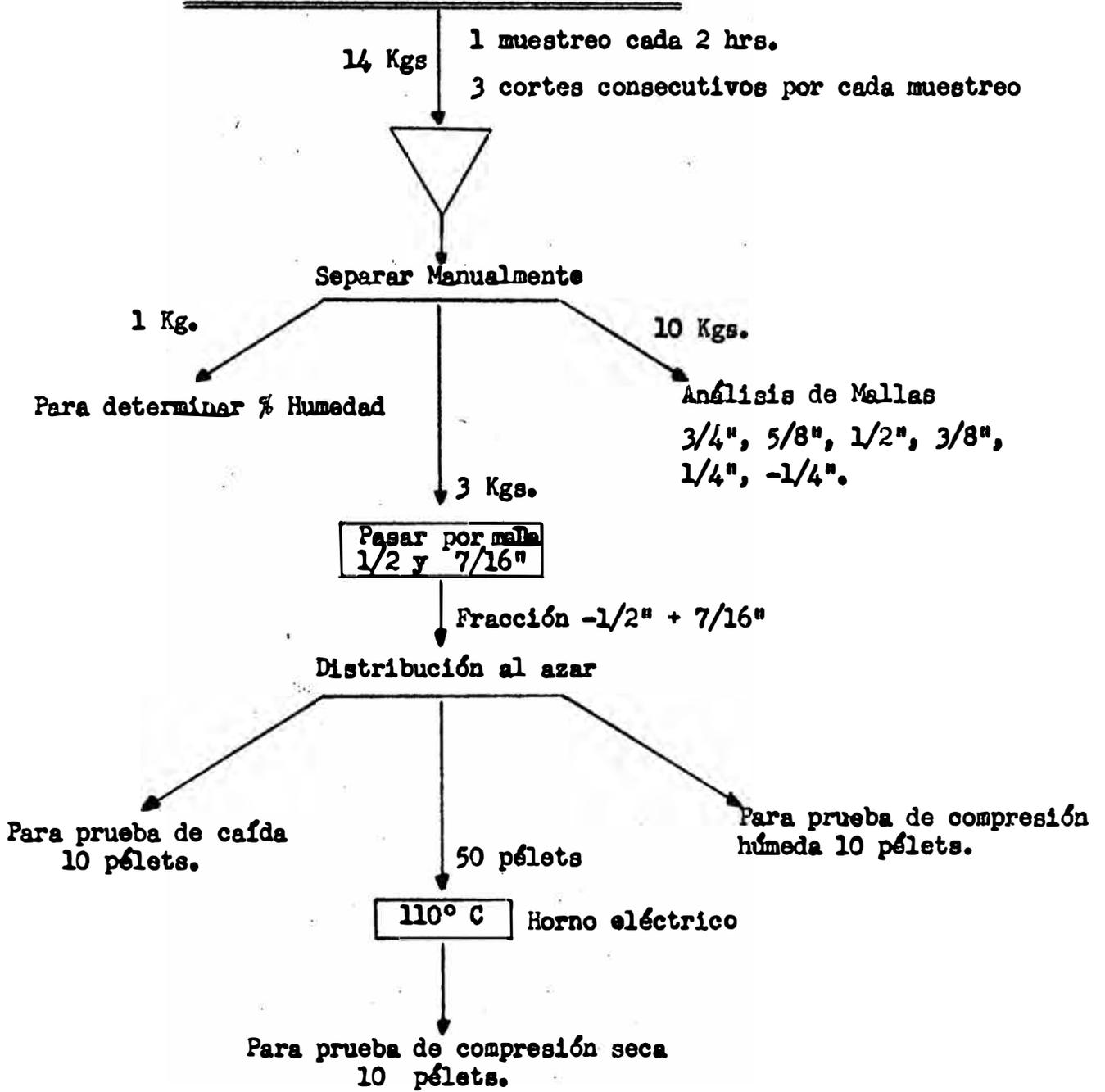
Es la misma para compresión en húmedo y en seco.

El equipo usado es una prensa eléctrica chatillon modelo HTCM-DPP 25 (Ver diagrama # 19)

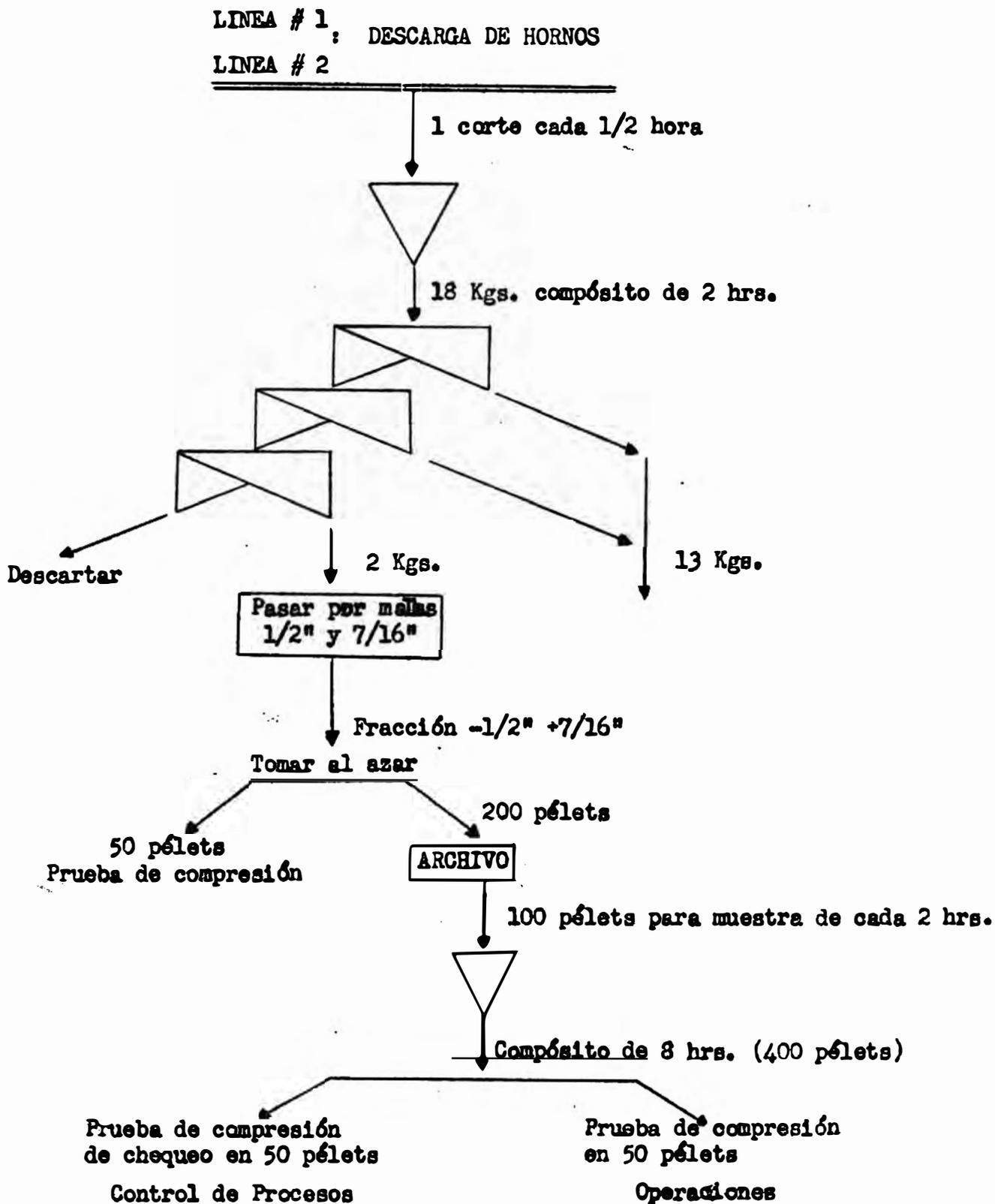
- 2.1 Se coloca una bola en la parte céntrica del plato inferior de la prensa.
- 2.2 Se hace elevar el plato inferior de la prensa hasta que se raje la bola.
- 2.3 Se lee la presión que marea el manómetro y se anota.
- 2.4 Se hace retornar la plancha inferior a su posición inicial.
- 2.5 Se repiten los pasos 2.1, 2.2, 2.3 y 2.4, para las 9 bolas restantes.

PLANTA PELETS - BOLAS VERDES ALIMENTACION A LOS HORNOS

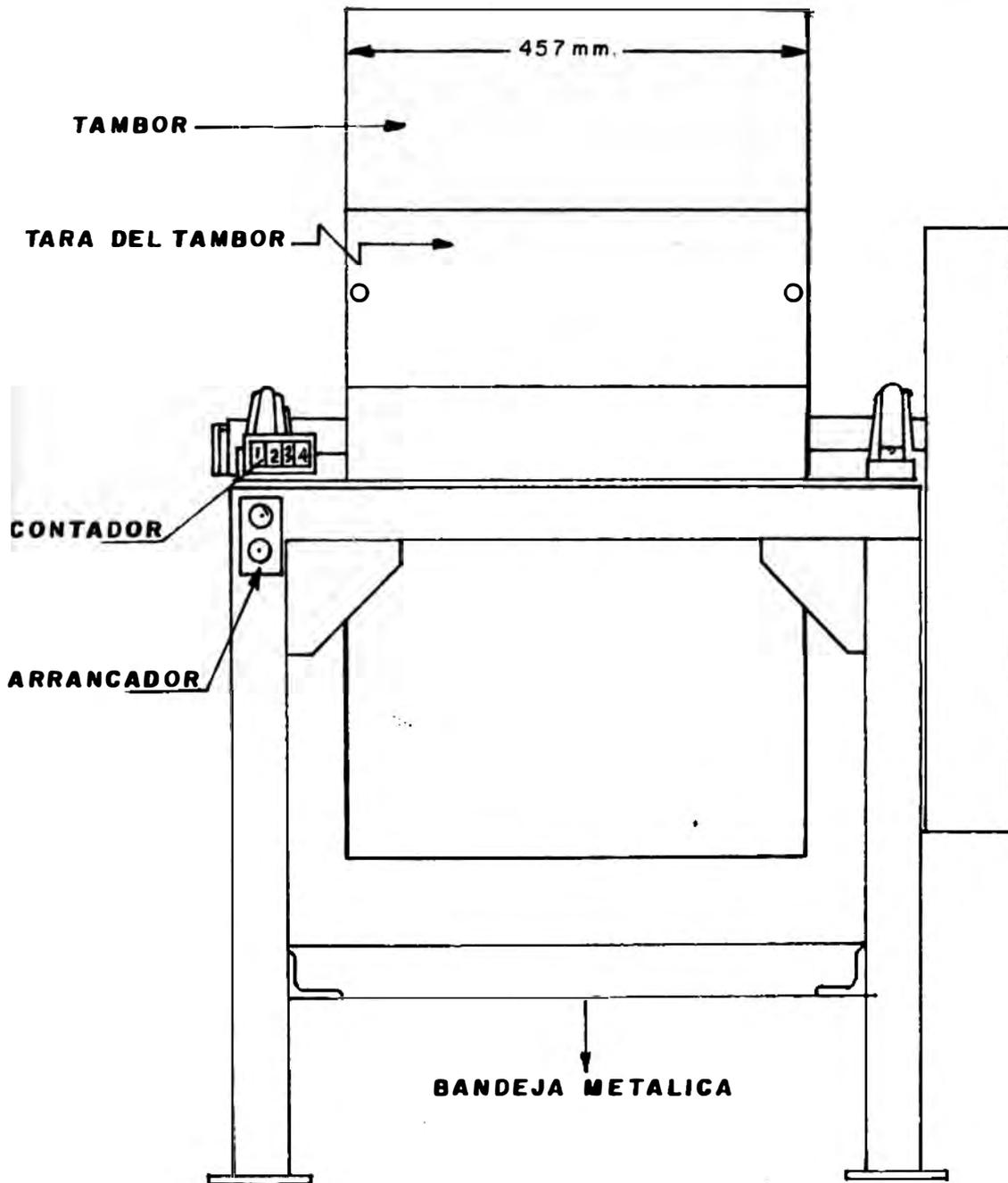
LINEA #1
: DESCARGA TRANSPORTADORES DE RODILLOS
LINEA #2



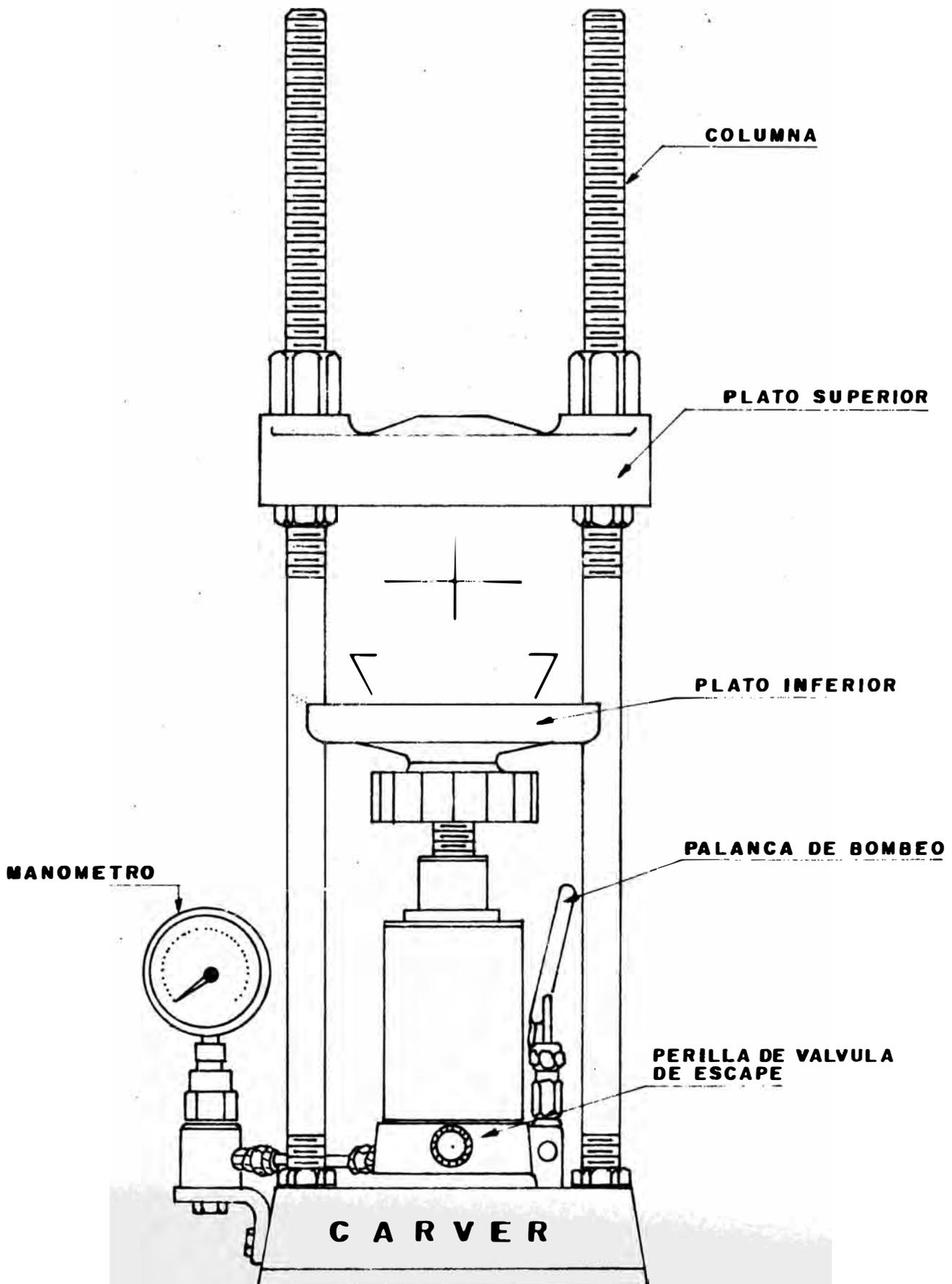
PLANTA PELETS - PELETS QUEMADOS CONTROL DE RUTINA



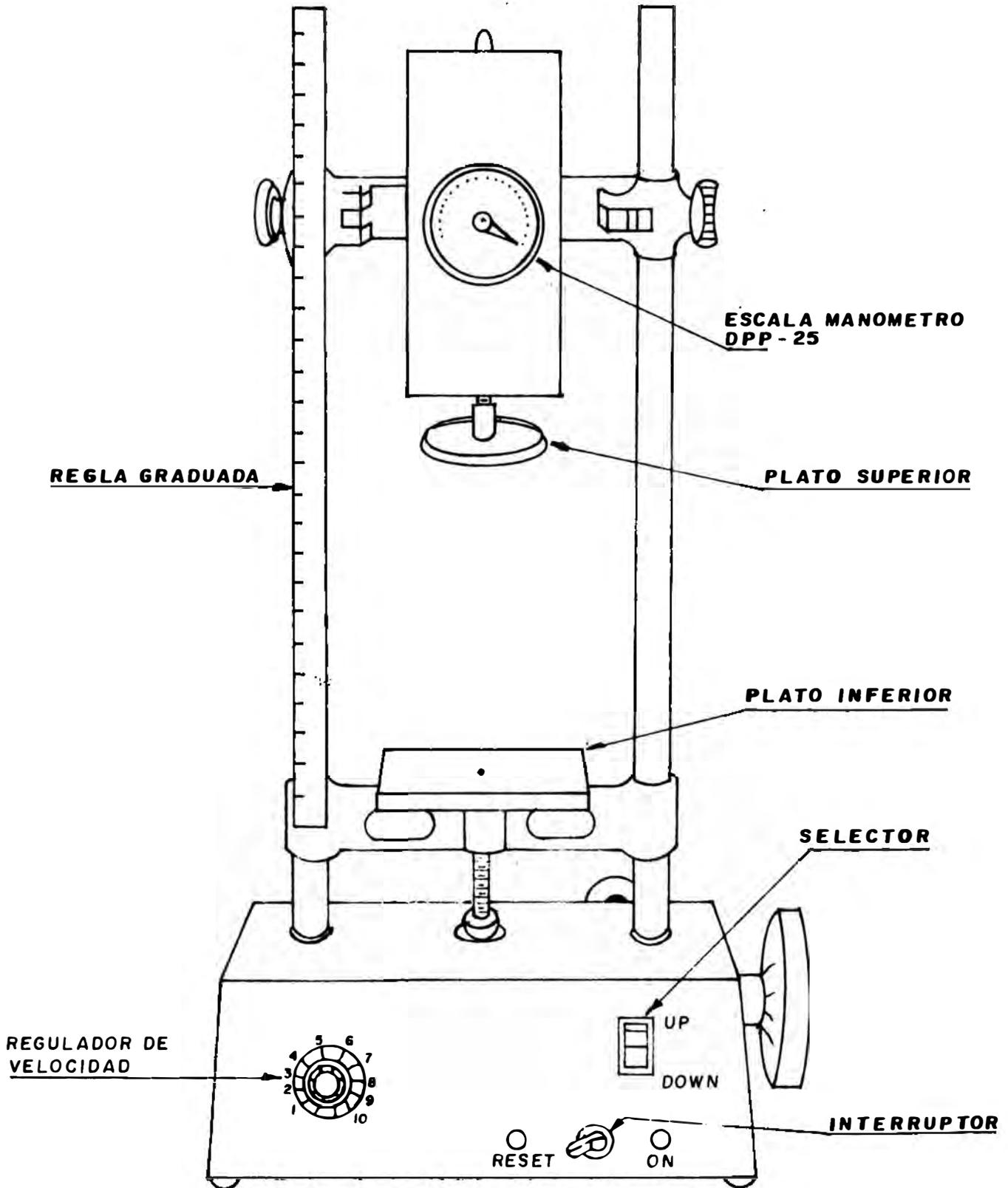
TAMBOR ROTATORIO PARA PRUEBA DE TUMBLE INDEX



PRENSA DE LABORATORIO CARVER



PRENSA CHATILLON



PRUEBA DE HINCHAMIENTO EN MUESTRAS DE PELETS (Swelling Index)

PREPARACION DE LA MUESTRA

Las muestras para la prueba de hinchamiento se obtienen de las muestras que se usan para las pruebas de compresión de acuerdo al siguiente procedimiento.

Se separan 10 pélets en lo posible homogéneos y sin rajaduras.

- Se escogen al azar 6 pélets y se limpia la superficie de cada pélet con una brocha suave para quitarle los finos adheridos.
- Se chequea cuidadosamente la superficie de cada pélet con una lupa para asegurarse de que el pélet no tenga rajaduras y si las tuviera, se toman de la muestra tantos pélets como sean necesarios para completar los 6 pélets requeridos para la prueba.
- .. Se secan los pélets durante 2 horas en un horno a 105°C.
- Después del secado se pone la muestra al disecador donde se conserva hasta el momento de la pesada para la prueba (2 grupos de a 3 pélets c/u)

PROCEDIMIENTO DE PRUEBA (Ver diagrama # 20)

- Se pesa cada uno de los 3 pélets limpios y secos en una balanza analítica y se anotan los pesos en la hilera # 1 de la hoja de trabajo.
- Luego se pesan cada uno de los 3 pélets en la balanza de mercurio, y se anotan los pesos en la hilera # 2 de la hoja de trabajo.
- La tara, es decir; el peso necesario para la inmersión del aparato sin la muestra dentro del mercurio.
- Se colocan los tres pélets pesados en una navecilla separados uno de otro en 1 cm. aproximadamente.

- Se coloca la navecilla con los pélets dentro del tubo de reducción, en la parte céntrica de la zona de calentamiento del horno.
- Se cierra el tubo con un tapón de jebe.

La prueba consta de los siguientes ciclos:

- 1.- Calentamiento
- 2.- Estabilización
- 3.- Reducción
- 4.- Enfriamiento

1.- CALENTAMIENTO

- Se pone en circulación el gas nitrógeno (N_2) manteniendo un flujo constante de 200 cc/min
- Se pone en funcionamiento el sistema de control de temperatura y se da paso a la corriente eléctrica.

En esta etapa la temperatura del sistema sube, de temperatura ambiente a $900^{\circ}C$ (temperatura máxima requerida)
El tiempo que dura ésta etapa es de 40 minutos.

2.- ESTABILIZACION

- Durante esta etapa se mantiene la temperatura del horno en $900^{\circ}C$ durante 30 minutos y con un flujo constante de nitrógeno de 200 cc/min.

3.- REDUCCION

- Después de los 30 minutos de estabilización se procede a la adición de monóxido de carbono a un flujo constante de 150 cc/min.

- Se aumenta el flujo de nitrógeno de 200 cc/min. a 350 cc/min de modo que se obtiene una atmósfera reductora de 30% de CO más 70% de N₂.

El tiempo que debe durar este periodo es de 60 minutos.

4.- ENFRIAMIENTO.

- Después de los 60 minutos de reducción se procede a cerrar el flujo de monóxido de carbono.
- Se disminuye a 200 cc/min el flujo de nitrógeno y se mantiene constante durante los 45 minutos que dura la etapa del enfriamiento.
- La temperatura del horno baja de 900°C a 400°C bajo control automático.

PESADAS DESPUES DE LA REDUCCION

- Se pesan cada uno de los pélets (frios) en la balanza analítica y se anotan los pesos obtenidos en la hilera # 5 de la hoja de trabajo.
- Se anota la taza determinada para el aparato en la hilera # 7 de la hoja de trabajo.

CALCULOS

Indice de Hinchamiento (Swelling Index)

Se basa en la fórmula:

$$Sw = \frac{V_2 - V_1}{V_1} \times 100$$

Donde:

Sw = Swelling Index (Indice de hinchamiento = % Incremento de volumen)

V_1 = Volumen del pélet antes de la reducción.

V_2 = Volumen del pélet después de la reducción.

Los volúmenes requeridos son calculados de los pesos determinados haciendo uso de la fórmula:

$$V = \frac{W + w}{S}$$

Donde:

V = Volumen de la muestra en cc

W = Peso de la muestra en gramos (balanza analítica)

w = Peso de la muestra en gramos determinado en la balanza de mercurio.

S = Gravedad específica del mercurio a la temperatura de prueba.

Debemos tener en cuenta:

1.- El valor w es el peso adicional neto necesario para hundir el pélet dentro del mercurio.

2.- La gravedad específica del mercurio se considera constante para los rangos de temperatura de 10°C a 30°C, por lo cual en los cálculos no se considera el término S .

La fórmula final es:

$$S_w = \frac{V_2 - V_1}{V_1} \times 100$$

$$V_1 = \frac{W_1 + w_1}{S}$$

$$V_2 = \frac{W_2 + w_2}{S}$$

$$Sw = \frac{\frac{W_2 + w_2}{S} - \frac{W_1 + w_1}{S}}{\frac{W_1 + w_1}{S}} \times 100$$

$$Sw = \frac{W_2 + w_2 - W_1 + w_1}{W_1 + w_1} \times 100$$

Donde:

W_1 = Peso del pélet en balanza analítica antes de la reducción.

W_2 = Peso del pélet en balanza analítica después de la reducción.

w_1 = Peso determinado en la balanza de mercurio antes de la reducción.

w_2 = Peso determinado en la balanza de mercurio después de la reducción.

El swelling Index reportado es el promedio de los 6 pélets.

$$\bar{X} = \frac{\sum X_i}{n}$$

Donde:

\bar{X} = promedio de Sw

X_i = Swelling Index individual

n = Número de observaciones

EQUIPOS Y MATERIALES

1.- Horno de reducción.- El horno de reducción es eléctrico

horizontal de tipo tubular, con una zona de calentamiento uniforme de 42 mm. de diámetro por 200 mm. de largo y el cual utiliza carburo de silicio como elemento de calefacción para conseguir la temperatura máxima de 1400°C a 4Kw. El horno es un modelo TS-40 manufacturado por Tokai Konetsu, Kogyo.

2.- Tubo de reducción.

El tubo de reducción es hecho de silica fundida que tiene un diámetro interno de 35 mm. y longitud total de 800 mm.

3.- Navecillas.- Las navecillas usadas en la actualidad son de silica fundida que tienen las siguientes dimensiones: 100 mm. de largo, 19 mm. de ancho y 10 mm. de profundidad.

4.- Termocupla.- Es del tipo "K chromel-alumel"

5.- Balanza de Mercurio.- Fabricado por Ogawa Seiki, la unidad mas pequeña de peso es de 0.01 gr. (ver diagrama # 21

6.- Horno de Secado.- Horno de secado de laboratorio estandar, con reostato para regular la temperatura.

7.- Balanza Analítica de Laboratorio.- Marca Christian Becker modelo AB2 de 200 grs. de capacidad y aproximación de 0.0001 gr.

8.- Control de Temperatura.- El ciclo de temperatura se controla automáticamente con el aparato Chronotrol Barber Coleman modelo 7472", el cual mantiene automáticamente la temperatura del horno en un ciclo programado por medio de un disco "CAM" que rota lentamente.

9.- Gases.- Monóxido de Carbono (CO, químicamente puro 99.5% importado)

Nitrógeno (N_2) producto local de 99.99% de pureza)

Estos gases son suministrados al sistema a 1.0 libras por pulgada cuadrada de presión manométrica, y son sometidos a un procesamiento de limpieza.

Las etapas de limpieza son:

- Lana de vidrio para remover polvo.
Hidróxido de potasio para remover bióxido de carbono.
- Acido sulfúrico concentrado para remover humedad.
- Pyrogallol $C_6H_3(OH)_3$ para la absorción de azufre.
- Silica Gel para remover humedad.
- Alumina activada para remover humedad.

PRUEBA DE HINCHAMIENTO EN MUESTRAS DE PELETS

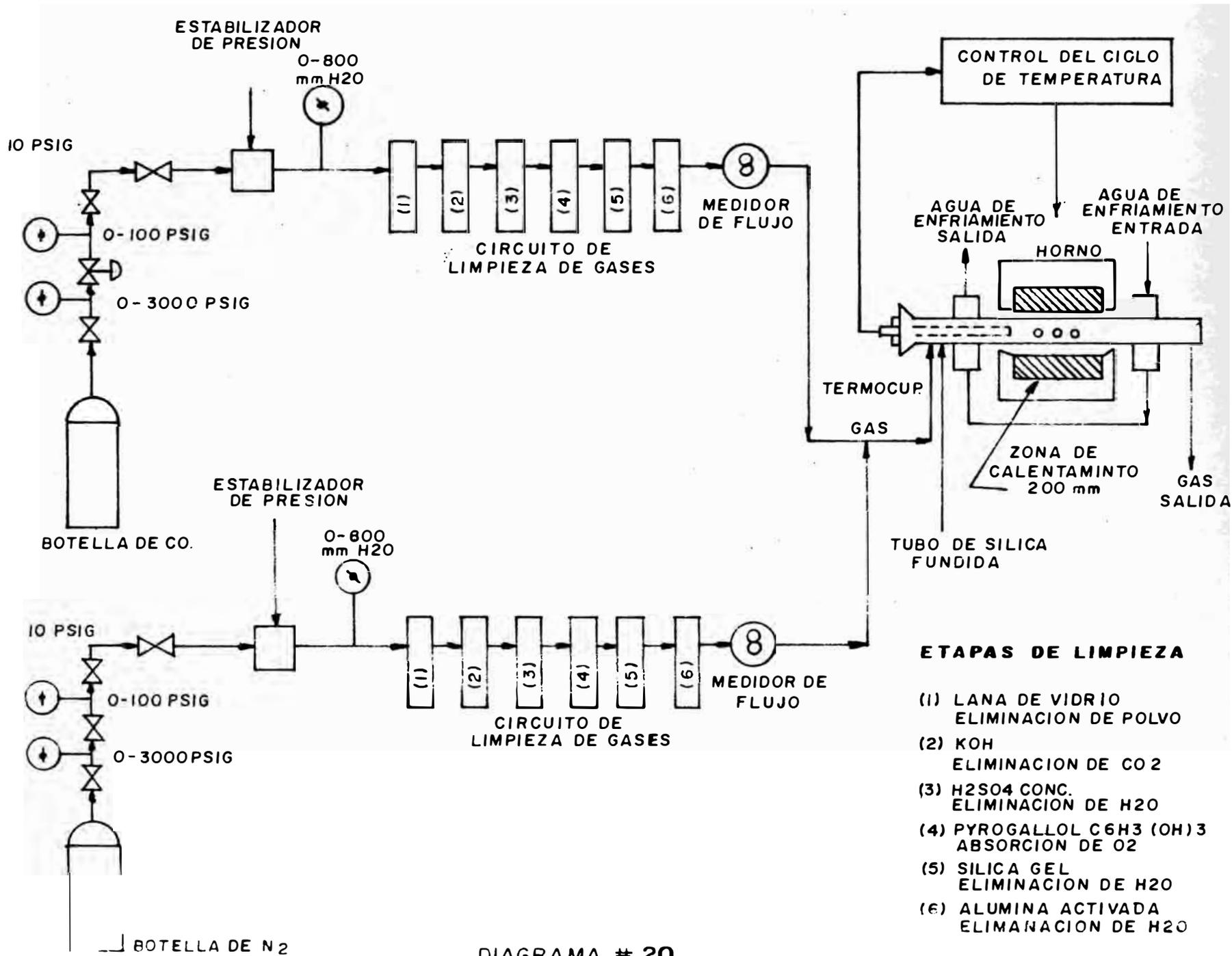
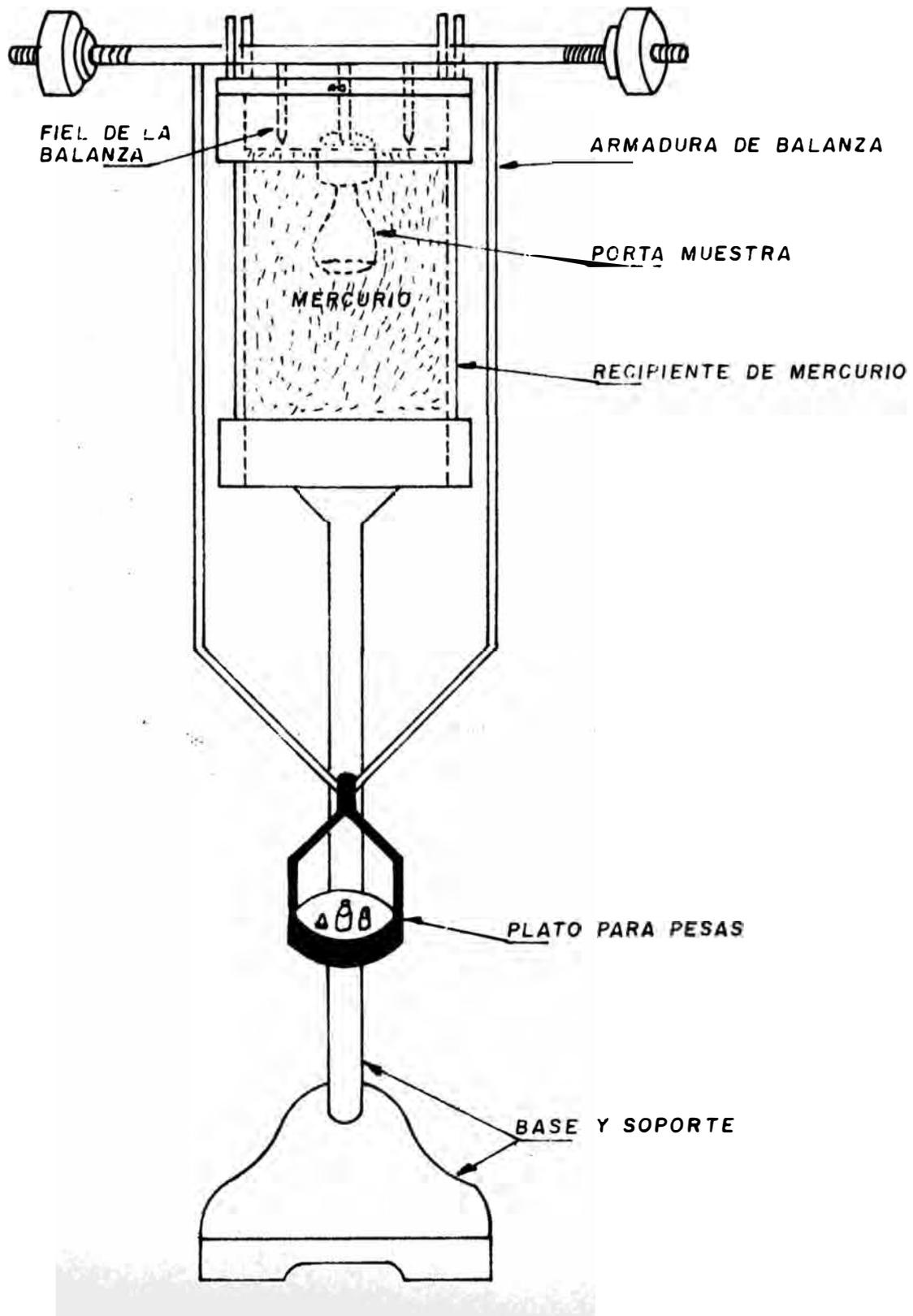


DIAGRAMA # 20

BALANZA DE MERCURIO



DETERMINACION DEL SWELLING INDEX

MUESTRA: Barco # 284 (EASTERN WAVE)

FECHA DE LA MUESTRA: 30 Abril 1974

PROMEDIO % Sw. INDEX: 14.39

	1er. GRUPO			2do. GRUPO				
PELETS ANTES DE LA REDUCCION	IZQ	CENTRO	DER. PROM.	IZQ	CENTRO	DER. PROM.		
1) Peso Balanza Analítica gr.+	3.980	3.879	3.805	3.742	3.741	3.741		
2) Peso Volumen desalojado gr.+	18.300	18.700	18.400	18.200	17.800	17.650		
3) Peso Tara gr.-	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000		
4) Peso Total gr.	14.280	14.597	14.205	13.942	13.541	13.391		
PELETS DESPUES DE LA REDUCCION								
5) Peso Balanza Analítica gr.+	3.774	3.664	3.593	3.499	3.520	3.490		
6) Peso Volumen Desalojado gr.+	21.000	20.800	20.700	20.400	19.800	19.800		
7) Peso Tara gr.-	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000		
8) Peso Total gr.	16.774	16.464	16.293	15.899	15.320	15.290		
9) Dif. de Pesos (8)-(4) gr.	2.494	1.867	2.008	1.957	1.779	1.899		
10) % Vol. incrementado (9)+(4)	17.46	12.79	14.70	14.98	14.04	13.14	14.18	13.79

DURACION DE LOS CICLOS:

	Empezó Hr.	Terminó Hr.	Diferencia Hr.	Empezó Hr.	Terminó Hr.	Diferencia Hr.
Calentamiento	9.50	10.30	40min.	12.50	13.20	30min.
Estabilización	10.30	11.00	30min.	13.20	13.50	30min.
Reducción	11.00	12.00	60min.	13.50	14.50	60min.
Enfriamiento	12.00	12.45	45min.	14.50	15.35	45min.
TOTAL			175min.			165min.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- 1.- La existencia de Marcona ha contribuido en la creación de mercado para que se desarrollen productos de industria nacional, ya que Marcona consume en gran escala: forros de jebe para bombas, piezas de fundición para clasificadores, bolas para molienda, forros para molinos y actualmente están desarrollando forros para chancadoras.
- 2.- De todas las investigaciones realizadas en planta se reconoció el efecto perjudicial que el alto porcentaje de azufre tiene sobre la calidad y la producción de pélets. Las investigaciones señalaron como solución mas práctica la flotación de sulfuros. Al hacerlo, hemos abierto un nuevo camino en el campo de la flotación al aplicarla con éxito completo, en agua de mar.
- 3.- El haber producido pélets de calidad probada y aceptada por la Industria Siderúrgica a nivel mundial, puesto que los pélets producidos en Marcona son unos de los de más alta ley de fierro en el mercado.
- 4.- El haber adoptado el sistema de parrillas deslizantes, el cual posee la ventaja del control apropiado en cada etapa del proceso de endurecimiento de los pélets, así cualquier dificultad puede ser rapidamente remediada.
- 5.- Las pruebas de campo en planta pélets nos demostraron que las temperaturas de quemado en ambos hornos eran muy altos (1375°C) y que deberíamos trabajar como máximo con 1350°C en línea # 1 y con 1330°C en línea # 2; ya que los pélets obtenidos con estas temperaturas de quemado tenían un porcentaje de FeO muy alto y esto se debía a que a estas temperaturas había reversión de la oxidación.
- 6.- De los resultados obtenidos en pruebas de planta y de nuestra propia experiencia adquiridas ya sea en operación de planta, como en control de calidad; estamos en condiciones de recomendar que para obtener pélets de óptima calidad debemos tener presente lo siguiente:

BIBLIOGRAFIA

- 1.- Pelletizing on a Horizontal Grate Machine, K.M. Haley and W.E. Apuli.
- 2.- Memoria del Octavo Congreso Latinoamericano de Siderurgia, realizado en Lima-Perú 1968.
- 3.- Revistas y Folletos sobre beneficio de minerales de hierro.
- 4.- Metallurgical Thermochemistry, O. Kubaschewski and E.Ll. Evans.
- 5.- Dynamics of Pelletization, U.N. Bhrany, R.T. Johnson and T.L. Myron.
- 6.- Apunte de clases del Ingº Luis Alva Saldaña.
- 7.- Apunte de clases del Ingº Enrique Monge Gordillo.
- 8.- Trabajos efectuados en plantas de beneficio de San Nicolás por el autor del presente trabajo.