

Universidad Autónoma de Guadalajara

INCORPORADA A LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
ESCUELA DE CIENCIAS QUIMICAS



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

**ANALISIS DE LA CAPACIDAD DEL EQUIPO PARA INCREMENTO
DE PRODUCCION DE 1'700,000 A 1'800,000 TON/AÑO DE
LA PLANTA PELETIZADORA DE MINERAL DE HIERRO
"LAS ENCINAS, S. A."**

**TESIS PROFESIONAL
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
PRESENTA**

JOSE LUIS CARDENAS LOZANO

Asesor: I.Q. Ma. del Consuelo López Limón

GUADALAJARA, JAL., 1986



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

CONTENIDO:

INTRODUCCIÓN.

- I HISTORIA DEL PELETIZADO DE MINERAL DE HIERRO.
- II DESCRIPCIÓN Y NOMENCLATURA DEL PROCESO.
- III BASES DEL PROYECTO.
- IV RESUMEN DE LAS CAPACIDADES DE LAS DIFERENTES ETAPAS DEL PROCESO.

CONCLUSIONES.

APÉNDICES:

- 1) CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES DEL MINERAL "EL ENCINO".
- 2) ANÁLISIS DE LA CAPACIDAD DE LA MOLIENDA 1A.
- 3) ANÁLISIS DE LA CAPACIDAD DE LA CONCENTRACIÓN MAGNÉTICA 1A.
- 4) ANÁLISIS DE LA CAPACIDAD DE LA MOLIENDA 2A.
- 5) ANÁLISIS DE LA CAPACIDAD DE LA CONCENTRACIÓN MAGNÉTICA 2A.
- 6) ANÁLISIS DE LA CAPACIDAD DE TANQUES ESPESADORES.
- 7) ANÁLISIS DE LA CAPACIDAD DE FILTROS DE VACÍO.

BIBLIOGRAFÍA.

ÍNDICE DE FIGURAS:

- | | |
|----------|--|
| FIGURA 1 | SISTEMA DE ALTO HORNO
SHAFT FURNACE SYSTEM. |
| 2 | SISTEMA DE PARRILLA RECTA DE MC KEE
MC KEE STRAIGHT GRATE SYSTEM. |
| 3 | SISTEMA DE PARRILLA RECTA DE LA ESTACIÓN
EXPERIMENTAL DE MINAS (SISTEMA ASCENDENTE)
STRAIGHT GRATE DE LA MINES EXPERIMENTS
STATION. |
| 4 | SISTEMA DE PARRILLA RECTA DE LURGI
STRAIGHT GRATE OF LURGI |
| 5 | MAPA DE LOCALIZACIÓN |
| 6 | DIAGRAMA DE FLUJO |
| 7 | CAPACIDADES PROYECTO 1800, DISEÑO Y
PRESUPUESTO 1980 |
| 8 | RESULTADOS DE PRUEBAS A ESCALA PILOTO
(POT-GRATE) |
| 9 | DIÁGRAMA DE MERMAS Y RENDIMIENTOS |
| 10 | CAPACIDADES DE PRODUCCIÓN DE LAS DIFERENTES
ETAPAS |

INTRODUCCIÓN:

El proceso de peletizado es uno de los más recientes dentro de la industria siderúrgica, ya que hace aproximadamente 30 años fue puesto este proceso a nivel comercial, utilizando para ello una planta peletizadora de mediana capacidad.

La capacidad con la que empezó esta industria, podría resumirse en unos cuantos cientos de toneladas, en la actualidad esta gran industria tiene una capacidad mundial en la producción de pelets que excede a los 280 millones de toneladas por año y - aún se encuentra en proceso de expansión.

Con esta creciente industria también se han ido mejorando las técnicas en la fabricación de nuevos tipos de materiales y maquinaria, así como también nuevas herramientas en el control de calidad y proceso de la peletización.

La demanda en el uso del pelet también cambió en sus conceptos, ya que inicialmente fueron hechos para reemplazar el mineral de alta ley alimentando al alto horno, en nuestros días no sólo se han reemplazado unidades de fierro, si no que han tenido una gran influencia en el diseño de más grandes altos hornos y han contribuido a incrementar la producción de un horno simple hasta 10,000 tons./día. También han sido utilizados para la fabricación de acero en la práctica BOF, con el mejoramiento de las técnicas de beneficio de minerales de bajo contenido de fierro.

La creciente demanda de pelet en el mercado nacional e internacional, ha hecho que se ponga especial interés en el aprovechamiento óptimo y racional de la capacidad de las plantas ya instaladas.

El trabajo que a continuación se presenta fue desarrollado en

la Planta Peletizadora de mineral de hierro, "Las Encinas, - S. A.", instalada en el Estado de Colima. Siendo un análisis de la capacidad del equipo principal (molinos, filtros, etc.) para determinar la viabilidad en el incremento de producción de la Planta Peletizadora, con objeto de cubrir el incremento en la demanda de suministro de pelet.

I. HISTORIA DEL PROCESO DE PELETIZADO:

Los primeros desarrollos en la obtención de hierro y acero, provienen de la práctica de alto horno y el proceso de refinación conocido como BOF (Horno Básico al Oxígeno).

A principios de siglo y hasta la década de los años 40's, mineral de muy alto contenido de fierro y bajos contenidos de impurezas, como fósforo y azufre, se utilizaba directamente en los altos hornos, conjuntamente con coque y fundentes para la obtención de arrabio y acero posteriormente.

A finales de los años 40's, se empieza el agotamiento de las reservas de mineral de alta pureza, haciendo muy caro el proceso con otro tipo de minerales. Este agotamiento de reserva, así como también una gran demanda de acero después de la segunda guerra mundial, trajo como consecuencia que se iniciaran investigaciones y se desarrollaran procesos para el aprovechamiento de grandes yacimientos de minerales de baja ley.

El resultado de estas investigaciones, fue el desarrollo de los procesos de beneficio, en donde se eleva la ley disminuyendo el contenido de ganga e impurezas, tales como concentración magnética a baja, mediana y alta intensidad, así como también el nacimiento del proceso de peletizado. Los procesos de beneficio generalmente consisten de pasos sucesivos de molienda y concentración.

El proceso de peletizado consiste en acondicionar los minerales enriquecidos en los procesos de beneficio, para poderlos utilizar en los siguientes procesos siderúrgicos, como es alto horno ó reducción directa y acería.

Este proceso consta de las siguientes etapas:

- **FILTRADO:** Proceso mediante el cual se le elimina el agua al mineral, dejándolo con una humedad residual del orden del 8 al 10% (en peso) necesaria para el siguiente proceso.
- **PELETIZADO (AGLOMERACIÓN):** Partículas finas (menores a 74 micrones) y con una humedad residual, son aglomeradas en esferas de aproximadamente media pulgada de diámetro, logrando esto a través de proceso de rodamiento en un plano inclinado (efecto de bola de nieve).

- **ENDURECIMIENTO:** Las partículas que han sido aglomeradas (pelets) requieren de un proceso que les dé consistencia, para que puedan ser utilizadas en los siguientes procesos.

Este endurecimiento se lleva a cabo a través de:

- **SECADO:** Se pone en contacto aire con temperatura entre 300 y 380°C
- **PRECALENTAMIENTO:** Sirve para efectuar reacciones químicas del mineral y de la ganga residual.

- **COCIMIENTO:** Se eleva la temperatura a 1300°C con objeto de generar una estructura resistente entre los granos de mineral.

- **ENFRIAMIENTO:** Se recupera el calor sensible del pelet con objeto de volverlo a utilizar en el proceso.

Posteriormente tendremos una descripción mayor de los diferentes tipos de hornos que se utilizan para llevar a cabo este proceso.

CRONOLOGÍA EN EL DESARROLLO DEL PROCESO DE PELETIZADO:

- 1948/49: La Universidad de Minnesota inicia los primeros trabajos de investigación. Se pone en funcionamiento la primer planta piloto. El Royal Instituto de Tecnología de Suecia hace importantes contribuciones en este campo.
- 1950/51: La Reserve Mining Company construye hornos comerciales en Babbitt, Minnesota.
- 1951: A finales de este año fueron probadas ideas innovadoras, utilizando el concepto de parrilla recta.

- 1952: Arthur G. Mc Kee & Co. y Allis Chalmers ponen en funcionamiento una planta piloto, utilizando parrilla recta, en Oak Cruk, U.S.A. Al mismo tiempo la Universidad de Minnesota estuvo trabajando en un sistema de parrilla recta.
- Empieza Lurgi a identificarse con el peletizado, utilizando parrilla recta o cocimiento tipo máquina.
- 1953: La Reserve Mining Company instaló la primera máquina de parrilla recta, en Babbitt, Minnesota teniendo una capacidad de 1000 ton./día.
- 1954: Se procede con el diseño, ingeniería y finalmente la construcción de la actual planta de la Reserve Mining Company, en Silver Bay, Minnesota. Esta fue la primera planta peletizadora a escala comercial en el mundo y fuevaluada su capacidad en 3.75 millones de toneladas por año.
- 1956: Fue puesta en operación la planta de la Reserve Mining Company. Esta planta se ha ido extendiendo hasta alcanzar una capacidad de 11 millones de toneladas por año actualmente.
- La Mc Kee Company llevó estudios para mejorar los minerales provenientes de depósitos de bajo contenido de hierro, los cuales indicaron que, efectivamente, se podrían producir pellets con la calidad requerida.

- 1956/60: Allis Chalmers puso en operación una planta en Carrolville, Wiconsin, consistente en parrilla, horno y enfriador. Este proceso fue pues to en operación para procesar concentrados de mineral de fierro, provenientes de taconitas - de baja ley. Las pruebas fueron sucesivas y - así, puesto en circulación, un nuevo proceso - de peletizado conocido como sistema horno parrilla.

El sistema había sido adoptado por la Cleveland Cliffs Iron Co., la U.S. Steel, la Hanna Mining Co., etc. dentro de los Estados Unidos, así como también en Suecia, Noruega, Japón, Rusia, In glaterra, Liberia, México y Canadá.

- 1964: La Surface Combustion Divison de la Midland - Ross Co., desarrolló otro sistema de peletizado, el "Heat Fast", consistente en secador y - parrilla circular integrada a enfriador de tiro. Este proceso fue desarrollado tanto para alto horno como para reducción directa.
- 1970: Arthur Mc Kee & Co. desarrolló la parrilla cir cular.
- 1974: Se construye en México la primer parrilla circular a nivel comercial.

ESTO HA SIDO EL ÚLTIMO DESARROLLO EN LOS SISTEMAS PIROMAGNÉTICOS DE PROCESAMIENTO DE MINERAL DE HIERRO.

LAS PLANTAS PELETIZADORAS QUE SE ENCUENTRAN EN MÉXICO, SON:

PLANTA:	TIPO DE PROCESO:	LOCALIZACION:	CAPACIDAD: TONEADAS:
LAS ENCINAS	LURGI-PARRILLA RECTA	ALZADA, COL.	1100,000
PEÑA COLORADA I	LURGI-PARRILLA RECTA	MANZANILLO, COL.	1500,000
PEÑA COLORADA II	LURGI-PARRILLA RECTA	MANZANILLO, COL.	1500,000
LA PERLA	MC KEE-PARRILLA CIRCULAR	LA PERLA, CHIH.	750,000
FUNDIDORA MTY.	ALLIS CHALMERS	MONTERREY, N.L.	
LAS TRUCHAS	LURGI-PARRILLA RECTA	LÁZARO CÁRDENAS, MICH.	1 750,000

NO SE INCLUYE LA PLANTA EN CONSTRUCCIÓN DE MONCLOVA, COAH., CON PROCESO
DRAVO-LURGI.

DESARROLLO DEL PROCESO DE PELETIZADO:

Anteriormente vimos que han sido cuatro los sistemas de peletizado que se han utilizado en la industria del mineral de - hierro, siendo éstos los siguientes:

- 1) Alto Horno (Fig. 1).
- 2) Sistema de Parrilla Recta-Horno desarrollado por Allis - Chalmers, la cual fue designada posteriormente como Sistema Rotatorio (Fig. 2).
- 3) Parrilla Recta por Mc Kee, la cual fue llamada como Sistema Ascendente (Fig. 3).
- 4) Parrilla Recta por Lurgi, designada como Sistema Ascendente-Descendente (Fig. 4).

Actualmente nos referimos únicamente a los tres procesos que realmente presentan diferencias y que han tenido un desarrollo individual. Así pues vemos cada uno por separado:

- ALTO HORNO: Este sistema se ha presentado en dos diseños principalmente. Uno es caracterizado por un horno de una altura considerable el cual no tiene salida a un enfriador; mientras que el otro tiene una altura un poco menor, seguido por separado por un enfriador de pelets y un intercambiador de calor. Este último diseño fue debido a que se observó que el enfriador era necesario para la producción continua de pelets fríos.

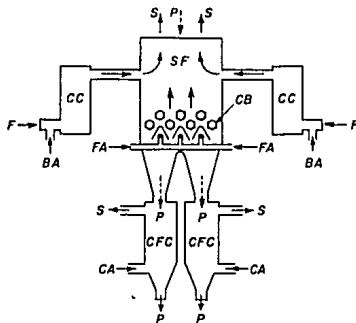
Estos hornos fueron diseñados para tener un intervalo de - alta temperatura, seguido de un enfriamiento. Por lo tanto, fue necesario hacer unas modificaciones para lograr - una mejor distribución del pelet y alcanzar una cantidad - uniforme, ya que no se lograba esto con los pelets que que daban abajo de la línea de máximo calentamiento.

En la actualidad las únicas modificaciones son con respecto -
al incremento en capacidad y los diseños de los hornos sólo -
han cambiado en la reducción de la longitud y amplitud, para
lograr las condiciones óptimas de proceso. La capacidad se -
ha indrementado en estos años de 250,000 tons. a 500,000 -
ton./año.

El Alto Horno fue desarrollado para tratar esencialmente mi-
nerales de magnetita, pero, posteriormente con el uso y desa-
rrollo de concentrados diferentes, se ha visto la necesidad -
de mantener la cantidad de magnetita lo más alto posible en -
el concentrado. En ciertas circunstancias una pequeña canti-
dad de hematita puede ser tolerada. Por regla general, el -
contenido de fierro ferroso deberá ser mayor del 20% en los -
concentrados.

La producción anual estimada de los Altos Hornos es de 26.5 -
millones de toneladas.

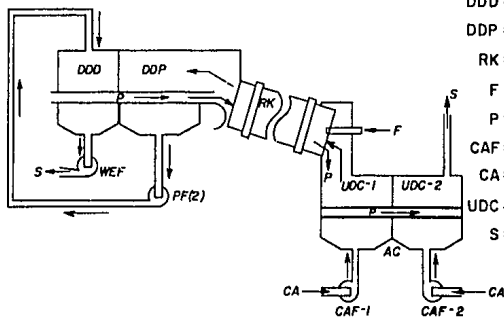
SISTEMA DE ALTO HORNO TIPO MEDIO CON ENFRIADOR EXTERNO



CFC= ENFRIADOR EXT.
 P= PELET
 S= SALIDA GAS
 SF= CUERPO PPAL.
 CC= CAMARA COMBUST.
 F= COMBUSTIBLE
 BA= AIRE ATOMIZADO
 CA= AIRE DE ENFRIAM.

FIGURA 1

SISTEMA PARRILLA RECTA-HORNO DESARROLLO ALLIS CHALMERS



DDD = SECADO DESCEN.
 DDP = 2a. ZONA SEC. D.
 RK = HORNO ROTAT.
 F = COMBUSTIBLE
 P = PRODUCTO
 CAF = VENTILADOR
 CA = AIRE DE ENF.
 UDC = ZONA DE ENF.
 S = DESC. DE AIRE

FIGURA 2

PROCESO DE PARRILLA RECTA (STRAIGHT GRATE).

Este proceso fue diseñado para tratar preferentemente concentrados de tipo magnético. Este proceso está dividido en cinco etapas, las cuales son las siguientes:

- a) Secado Ascendente
- b) Secado Descendente
- c) Precalentamiento
- d) Cocimiento
- e) Enfriamiento

El desarrollo más importante que ha sufrido este proceso ha sido el de incrementar el área (mayor longitud y mayor amplitud) de la parrilla y mantener el buen funcionamiento de las etapas en que se divide este proceso, así como también el diseño del equipo auxiliar para mantener el incremento del flujo de calor.

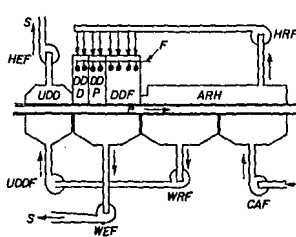
La primera parrilla recta comercial tuvo un área de 92.9 m^2 , la segunda generación de estas parrillas incrementó su área de parrilla a 185 m^2 aproximadamente y en la actualidad tenemos plantas que operan con un área de parrilla de 469 m^2 . Como se mencionó anteriormente, el desarrollo más importante en este proceso fue el incremento del área de la parrilla y esta misma tendencia continúa, ya que, ahora en Brasil se está construyendo un horno que tiene una parrilla de 690 m^2 .

La producción anual estimada* en todo el mundo para la parrilla recta es de 159 millones de toneladas.

Durante los primeros años de desarrollo, fue hecho un tremendo esfuerzo para determinar el criterio óptimo en la relación del secado ascendente y secado descendente. Hoy esto parece ser la principal significación en el diseño de unidades cuando operan con una cama de pellets profunda (espesor de la cama de pellets en la parrilla).

* Estimada en 1980.

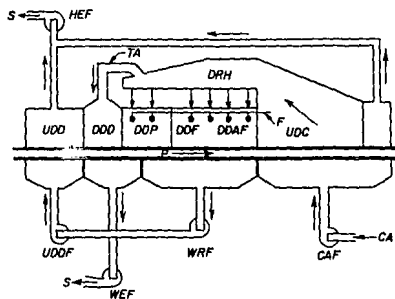
**SISTEMA DE PARRILLA RECTA
POR MC-KEE**



UDD: SECADO ASCENDENTE
 DDD: SECADO DESCENDENTE
 DDP: SECADO DESC. POST.
 DDF: SECADO DESC. FINAL
 F: COMBUSTIBLE
 ARH: COCIMIENTO
 P: PELET
 CA: AIRE
 WF: VENTILADOR

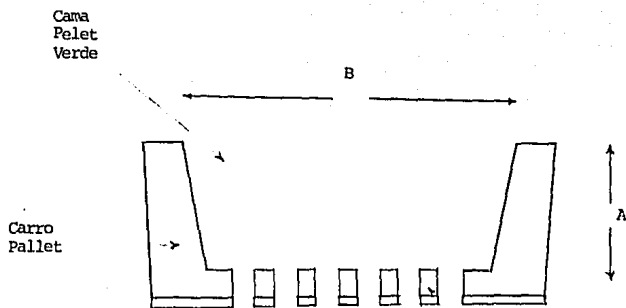
FIGURA 3

**SISTEMA DE PARRILLA RECTA
POR LURGI**



UDD: SECADO ASCEND.
 DDD: SECADO DESCEND.
 DDP: PRECALENTAMIENTO
 DDF: COCIMIENTO
 DDAF: IDEM
 UDC: ENFRIAMIENTO
 F: COMBUSTIBLE
 P: PELET
 CA: AIRE DE ENFRIAM.
 S: SALIDA DE AIRE

FIGURA 4



B = Ancho efectivo de la parrilla.
 A = Altura efectiva de la parrilla.

Barros

Con el incremento en la capacidad de la máquina de parrilla recta, se debe tener especial cuidado en la selección de los materiales utilizados para la construcción de este equipo, siendo de principal interés las barras de la parrilla y de los ventiladores.

La recuperación de calor ha sido siempre uno de los mayores objetivos en el desarrollo de la peletización. En la parrilla recta, el mejoramiento en el diseño de los hornos y la selección de refractarios encabezan los principales objetivos de mejora.

En la actualidad se ha mejorado bastante en los equipos auxiliares de este sistema, ya que cuenta con equipos de avanzada ingeniería.

PROCESO HORNO-PARRILLA (KILN - GRATE)

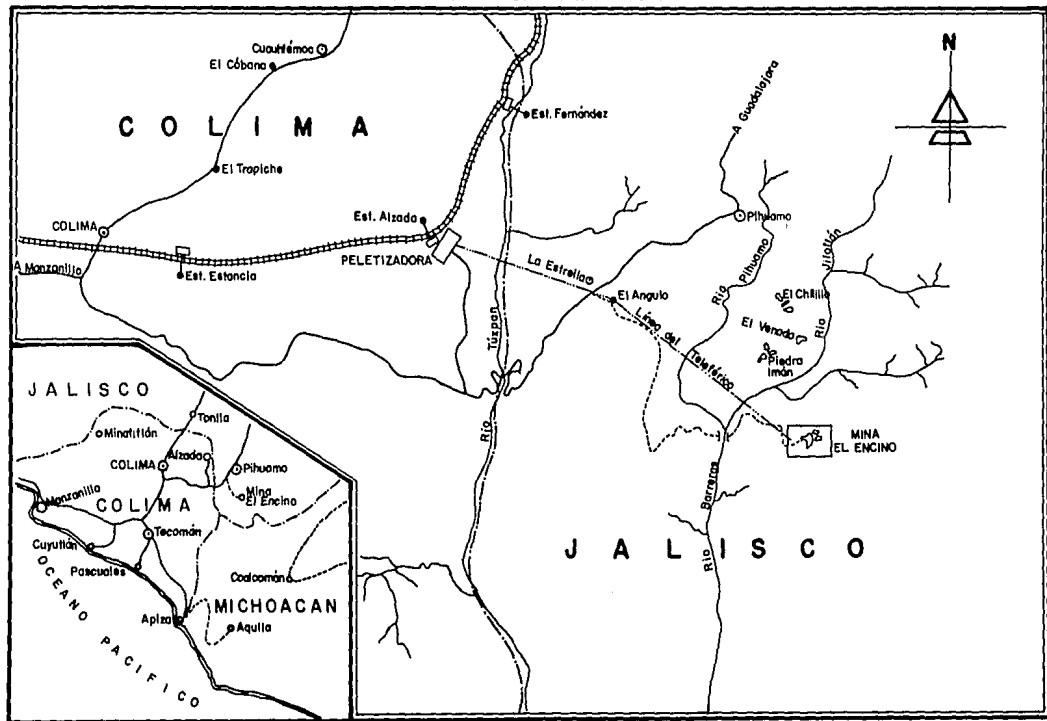
Este sistema fue uno de los grandes mejoramientos en los diseños de sistemas de peletizado, ya que pueden tratar todo tipo de concentrados, siendo éste el sistema apropiado para procesar concentrados de hematita.

El proceso consta de una parrilla donde se llevan a cabo las etapas de secado y precalentamiento, y posteriormente pasa a un horno anular, en donde se lleva a cabo el cocimiento. Recientemente se ha incorporado un enfriador en la parte final del horno, el cual tiene un sistema de recuperación de calor.

La primera planta instalada fue de una capacidad de 330,000 Tons./año, en la actualidad se tienen plantas con una capacidad de 4.5 millones de toneladas por año.

La producción actual estimada del proceso horno-parrilla es de 97 millones de toneladas por año.

PLANO DE LOCALIZACION



II. DESCRIPCIÓN Y NOMENCLATURA DEL PROCESO

La Planta Peletizadora de "Las Encinas, S. A.", perteneciente al grupo HYLISA, S. A., está localizada en la población de Alzada, municipio de Cuahutémoc, en el Estado de Colima, Méx. (Fig. 5).

El mineral procesado por esta Planta Peletizadora proviene de la mina conocida como "El Encino", en donde es explotado y triturado.

El transporte de mineral se hace a través de un Teleférico de 22 kms. de longitud, el cual descarga en un patio almacén de 180,000 tons. de capacidad, de donde es alimentado a la Planta a través de cargadores frontales (Payloaders) de 4.5 m^3 de capacidad.

Las principales características de este mineral las encontramos en el Anexo No. 1.

El mineral es conducido hacia la primer sección (Molienda y Concentración) a través de transportadores de banda (BM-2/4-AH-17) que depositan el mineral en una tolva AV-101, de 250 m^3 de capacidad, de donde va a ser dosificado por medio de un plato alimentador AV-1 y conducido por un transportador AV-2 hacia el primer paso de molienda. (El diagrama de flujo lo podemos observar en Fig. 6).

I MOLIENDA PRIMARIA.- En esta primera etapa de proceso el mineral sufre una reducción de tamaño, de 80%-12.7 mm. a 80%-40 mallas (420μ), con el fin de liberar las partículas ferrosas de las estériles.

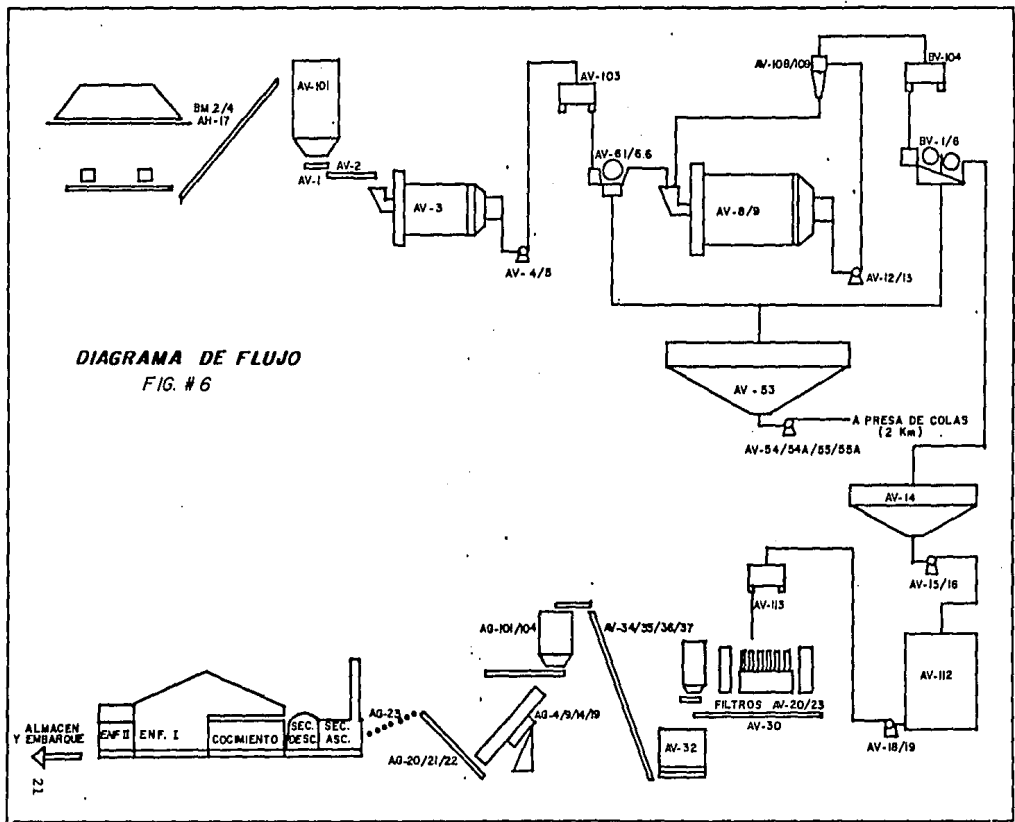


DIAGRAMA DE FLUJO
FIG. # 6

ALMACEN Y EMBARQUE
 22 ←



Esta primer molienda es efectuada por barras como medio de molienda y el mineral pasa a través del molino AV-3 - en forma de pulpa de 80% sólidos. La descarga de este - molino es bombeada hacia un tanque distribuidor AV-103 - por medio de las bombas AV-4/5 y de donde es alimentado a:

- II **CONCENTRACIÓN MAGNÉTICA PRIMARIA.**- En esta etapa de proceso es eliminada la ganga (materia estéril) que va con el mineral, llevándose a cabo por medio de los concentradores AV-6.1, 6.2, 6.3, 6.4, 6.5, 7.1, 7.2, 7.3, 7.4, - 7.5, elevándose el contenido de fierro total de 60.0 a - 65.0% y recuperándose en un 91% en peso y un 98.6% en - fierro.

El concentrado primario pasa en partes iguales a los molinos secundarios mientras que la ganga es enviada a un tanque espesador.

- III **MOLIENDA SECUNDARIA.**- Esta segunda etapa de molienda - tiene lugar en los molinos AV-8 y AV-9 que trabajan en - circuito cerrado con los clasificadores hidráulicos - AV-108 y AV-109, que regresan el material grueso a m-
ler.

El porcentaje de sólidos de la pulpa en los molinos es - de 70%, mientras que en la alimentación a los hidrocicloones es de 55%.

La reducción de tamaño que tiene lugar es de 80%-40 ma-
llas (420 μ) a 90%-325 mallas (44 μ), el producto molido
do pasa a la siguiente etapa:

- IV **CONCENTRACIÓN MAGNÉTICA SECUNDARIA.**- Esta es la última etapa de beneficio, en donde se eleva el contenido de - fierro de 65.0 a 69.0% por medio de los concentradores - BV-1, 2, 3, 4, 5, 6, recuperándose en 91.5% en peso y - un 97.2% fierro.

La recuperación en peso total de las dos etapas es de - 83.3% y 95.8% Fe_t .

El concentrado pasa a un tanque espesador en donde es - acondicionada la pulpa, para posteriormente pasar a un tanque almacén.

La ganga eliminada en esta segunda etapa, se junta con - la retirada de la primer pulpa y es enviada a otro tanque espesador en donde se recupera agua y posteriormente se mandan a la presa de almacenaje que dista 2 km.

V **FILTRADO.**- El mineral que ha sido beneficiado, debe ser acondicionado para ser peletizado, para lo cual debe ser retirada el agua que lo transportó durante todos los procesos anteriores y sólo dejándolo con una humedad residual del 9.5%. Lo anterior se logra a través de filtros de discos rotativos, a vacío, AV-20, 21, 22, 23; los cuales operan con un vacío de 600 mm de Hg proporcionado por las bombas AV-24, 25, 26 y desprenden la torta formada con aire comprimido de los compresores AV-28/29.

El mineral filtrado es descargado en una bomba transportadora AV-30, en donde se le agrega calhidra ($Ca(OH)_2$) - como corrector de basicidad y como aglomerante, a razón de 0.8% a través de la dosificadora AV-31.

Después de pasar por mezclador AV-32, en donde se lleva a cabo una homogeneización del mineral y la calhidra, es transportada a través de bandas transportadoras AV-34, - 35, 36, 37, 38, hacia la sección de peletizado.

VI **DISCOS PELETIZADORES.**- El mineral molido a 90%-44 mallas es aglomerado, formando pelets de 5/8" a 3/8" (90%) por medio de 4 discos de 6 metros de diámetro cada uno, AG-4, 9, 14, 19, los cuales tienen equipo periférico, como dosificadores AG-1, 6, 11, 16, transportadores AG-2, 5, 7, 10, 12, 15, 17, 20 y desmenuzadores AG-3, 8, 13, - 18.

Este pelet es frágil y húmedo, por lo que es necesario - realizar un tratamiento que le permita desarrollar las - propiedades necesarias para su buen comportamiento en - los siguientes procesos siderúrgicos.

VII HORNO DE ENDURECIMIENTO.- Después de la aglomeración - del mineral y controlar el tamaño del pelet, se le some - te a un tratamiento térmico que le permita desarrollar - características físicas aceptables para poder resistir - el manejo, almacenamiento y sobre todo los procesos side - rúrgicos subsecuentes.

Este tratamiento térmico se realiza en un horno de parrilla recta de Lurgi, de 3 m de ancho por 60 m de largo y dividido en 20 partes de 3 x 3 m, llamadas cajas de viento, dando un área de reacción de 180 m². El proceso com - prende el secado (de tipo ascendente y descendente), pre - calentamiento, cocimiento y enfriamiento (primario y secundario):

Como protección a la parrilla se deposita pelet ya cocido en una proporción de 7 cm a todo lo ancho, para posteriormente depositar el pelet verde, formando una altura total de cama de 40 cm, controlando esta altura automáticamente.

El pelet verde primeramente es secado, con aire caliente a 370°C y flujo ascendente y posteriormente flujo descendente, una vez seco, se inicia el precalentamiento con el objeto de oxidar la magnetita que forma el mineral y alcanzar el endurecimiento adecuado del pelet.

Después de la zona de precalentamiento, la temperatura - se lleva hasta alcanzar los 1300°C, por medio de 9 pares de quemadores (instalados a ambos lados de la parrilla). A esta temperatura se termina el proceso de piroconsolidación del pelet.

Después de esta zona, se prosigue con las zonas de enfriamiento en donde se recupera el calor sensible para volver a utilizarlo en las etapas mencionadas anteriormente.

El pelet endurecido es cribado para asegurar la fracción entre 9.5 y 16 mm. y mandado a su almacén para que, posteriormente, sea enviado por medio de ferrocarril a las plantas de fierro esponja, en Monterrey y Puebla.

III. BASES DEL PROCESO

Ante una situación de déficit en el suministro de pelet a las plantas de fierro esponja, de HyLSA, S.A., se empezaron a buscar áreas de oportunidad que permitieran un aumento sustancial de la producción en la Planta Peletizadora de Alzada.

Analizando las posibilidades de aumentar la capacidad y partiendo de los valores de disponibilidad y utilización efectiva, se observa que es necesario aumentar la velocidad de producción de 210 a 225 TPH; este valor expresado en forma de factor de parrilla ($\text{Ton} / \text{m}^2\text{-D}$), significa aumentarlo de 27.5 a $30.0 \text{ Ton} / \text{m}^2\text{-D}$.

En la figura 7, se observan los valores de diseño, presupuesto y proyectado.

Ante esta situación se inicia una búsqueda de información, con objeto primero, de revisar la operación de las mejores plantas peletizadoras a nivel mundial, para determinar cuál o cuáles son las áreas de oportunidad que nos permitan alcanzar dicho valor de productividad.

CAPACIDADES
 PROYECTO 1800
 PLANTA PELETIZADORA ALZADA

	UNIDAD	DISEÑO	PRESUPUESTO 1980	PROYECTO 1800
PRODUCCIÓN	MTPA	1'100	1'700	1'800
DISPONIBILIDAD	%	92.0	93.5	93.5
UTILIZACIÓN	%	90.4	92.3	92.0
DÍAS EFECTIVOS	DIA	330	337	336
PROD. DIARIA	TPD	3'333	5'050	5357
VEL. DE PROD.	TPH	139	210	225
FACTOR PARRILLA	TON/m ² -D	18.5	28.0	30.0
CAPACIDAD	%	100.0	155.0	164.0

FIG. Nº7

Al revisar la información disponible sobre la operación de las mejores plantas peletizadoras, como: LKAB, Malmberget, Suecia; Black River Falls, E.U.A., O'Hoovens, Holanda, etc., se concluye que, con magnetita, es posible alcanzar factores de parrilla de $30 \text{ ton/m}^2\text{-D}$, disminuyendo el contenido de humedad y el tamaño del pelet verde alimentado al horno de endurecimiento.

La base conceptual de esta propuesta se basa en que, al disminuir el tamaño y humedad del pelet verde, se disminuye el tiempo necesario para efectuar las operaciones de secado, precalentamiento y endurecimiento, reduciendo en consecuencia el tiempo de residencia necesario dentro del horno.

Para poder reconfirmar lo antes mencionado y determinar la factibilidad real de alcanzar el factor de parrilla requerido, se solicitó a Lurgi Chemie, Frank Furt, Alemania, realizar una serie de pruebas a nivel de planta piloto (Pot Grate)

Los resultados de las pruebas mencionadas se muestran en la Fig. 8.

RESULTADOS DE PRUEBAS A NIVEL PLANTA PILOTO
(PRUEBAS DE POT-GRATE)

PRUEBA	PELET VERDE		CALIDAD FÍSICA		COMPRESIÓN Kg/Pelet.	FACTOR DE PARRILLA T/M ² - D
	TAMAÑO % -16 +12.7 mm. % -12.7+9.0 mm.	HUMEDAD % H ₂ O	IND. ABRASIÓN % - 28 m T	IND. TAMBOR % -6.3 mm.		
1	70 20	9.6	3.9	4.5	368	26.4
2	70 20	9.6	4.1	4.7	367	28.1
3	45 45	9.6	3.5	4.4	388	27.7
4	45 45	9.6	4.1	4.7	358	28.1
5	45 45	8.7	4.5	5.0	363	30.2
6	45 45	8.5	4.2	4.9	346	31.0

FIG. 8

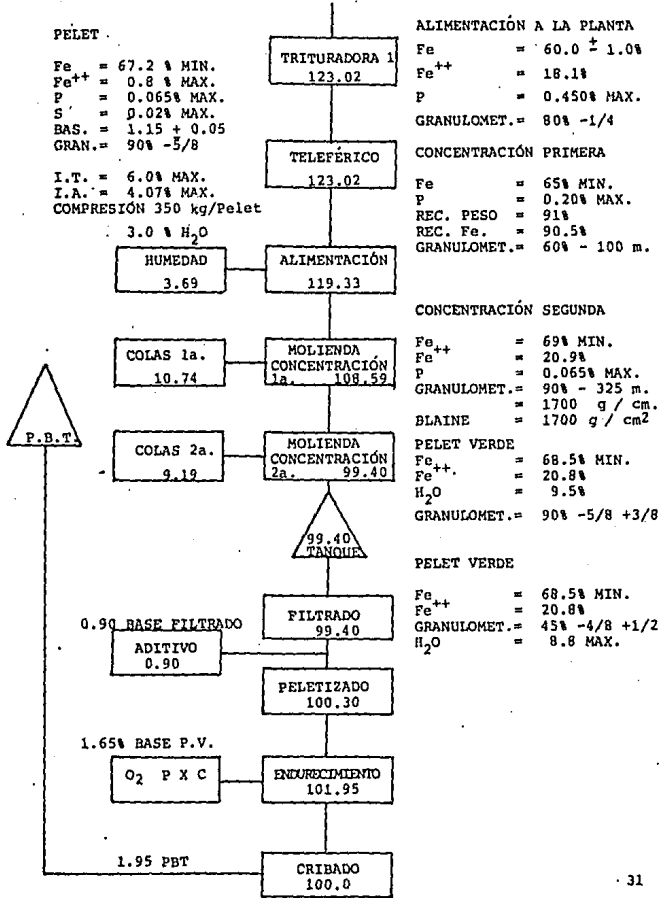
Las pruebas 5 y 6 muestran claramente el incremento del factor de parrilla, al disminuir la humedad de 9.6 a 8.7 y 8.5% respectivamente.

Como medida de comprobación se realizan en la planta piloto de HyLSA este mismo tipo de prueba, dando el mismo resultado.

Al tener confirmación de poder alcanzar la velocidad de producción de 225 TPH, se empezó una revisión completa de todo el equipo de los procesos de molienda, concentración, filtrado y peletizado.

La Fig. 9, nos muestra el diagrama de mermas y rendimientos de todo el proceso de molienda, concentración y peletizado, mientras que la Fig. 10 nos muestra las capacidades de producción de las diferentes etapas.

AUMENTO DE CAPACIDAD A 1800 MTPA.



SE CONSIDERA EL PRODUCTO PRECONCENTRADO DE LA MINA (PROYECTO 55)

FIG. N° 9 MERMAS Y RENDIMIENTOS

EXPLICACIÓN DIAGRAMA DE MERMAS RENDIMIENTOS.

Cada cuadro equivale a una operación como es:

- TRITURADORA:** Triturar mineral de un tamaño 76.2 cm x 152 cm (30" x 60") hasta 80% - 6.3 mm.
- TELEFÉRICO:** Transporte de 22 kms. de mineral, de la Mina a la planta Peletizadora, este transporte es por cable riel - canastilla.
- MOLIENDA Y CON CENTRACIÓN 1a.:** Primer paso de tamaño y concentración del mineral. (ver descripción del proceso).
- MOLIENDA Y CON CENTRACIÓN.:** Segundo paso de reducción de tamaño y concentración del mineral.
- TANQUE:** Almacén intermedic entre las etapas de molienda y peletizado.
- FILTRADO:** Separación del agua que conforma la pulpa con el mineral.
- PELETIZADO:** Aglomeración del mineral a partículas entre -- 15.9 y 9.5 mm.
- ENDURECIMIENTO:** Transformación del mineral de Magnetita a Hematita y endurecimiento de la partícula (Pelet).
- CRIBADO:** Separación mecánica de partículas menores a 6.3 mm. (PBT).
- PBT:** Merma generada durante el proceso de endurecimiento.
- HUMEDAD:** Contenido en peso de agua que trae el mineral.
- ADITIVO:** Adición de Calhidra como aglomerante.

O₂ P x C: Ganancia por oxidación menos pérdidas por calcinación.

BASICIDAD: Relación de MgO + CaO/Al₂O₃ + SiO₂ residuales' en el mineral.

GRANULOMETRÍA: Distribución de los diferentes tamaños que con forman el pelet o el mineral.

BLAINE: Grado de fineza en el mineral, medido como cm² de área/g de mineral molido.

RECUPERACIÓN EN PESO: Grado en que se recupera en peso el mineral.

RECUPERACIÓN EN FIERRO: Grado en que se recuperan en peso las unidades de fierro.

TABLA COMPARATIVA PARA PRODUCCIÓN DE 1700 MTPA
Y LA PROPUESTA DE 1800 MTPA.

CONCEPTO	ACTUAL MTPA	1700 U.E.	MTPA TPH	PROPUESTA MTPA	1800 U.E.	MTPA TPH	CAPACID, TPH	MAX.
TRITURADORA	2979.112	76.10	312.08	2214.403	76.1	397.50	400.0	
TELEFÉRICO	2080.412	80.00	296.86	2214.403	80.0	318.00	300.0*	
MOLIENDA 1ª	2018.000	92.31	149.56	2147.971	90.0	272.45	240.0*	
CONC. MAG. 1ª	2018.000	92.31	249.56	2147.971	90.0	272.45	241.0*	
MOLIENDA 2ª	1836.380	92.31	227.10	1954.654	90.0	247.93	225.5*	
CONC. MAG. 2ª	1836.380	92.31	227.10	1954.654	90.0	247.93	210.0*	
FILTRADO	1695.120	92.31	209.63	1789.260	90.0	226.95	200.0*	
PELETIZADO	1713.100	92.31	211.85	1805.370	92.0	224.01	287.0	
ENDURECIMIENTO	1744.000	92.31	215.67	1835.012	92.0	227.70		
PELET	1700.00	92.31	210.20	1800.000	92.0	223.30	225.0	

* CAPACIDAD LIMITADA.

IV.- RESUMEN DE LAS CAPACIDADES DE LAS DIFERENTES ETAPAS DE PELETIZADO

A continuación se mencionan las etapas del proceso en donde se tiene una modificación importante al equipo, en donde se tiene la necesidad de adicionar alguno más. Cabe mencionar que el análisis de capacidad se hizo en todas y cada una de las etapas del proceso, como se muestra en los anexos del 2 al 8 del presente trabajo.

Otro factor importante que es necesario señalar respecto al aumento de capacidad del teleférico (transporte de mineral), no se desarrolló en la empresa, si no que se hizo directamente con Heckel, HMGB, Alemania, siendo ésto otro proyecto aparte.

1. Filtrado: (Ver Anexo 7) Para dar la humedad de 8.5% H₂O, y la capacidad necesaria se requiere incrementar el área de filtrado de 240 a 420 m², mediante la instalación de dos filtros de vacío de 120 m² c/u, también se requiere la instalación de una bomba de vacío y un compresor de características similares a las existentes, para asegurar el apoyo necesario, tanto en bombas de vacío y compresores.

CONCEPTO	UNIDAD	SIT. ACT.	PROY. 1800
Humedad del Producto	% H ₂ O	9.72	8.50
Factor de Filtro	Ton/m ² -hr	1.102	0.70
Vel. de Producción	T.P.H.	215.00	226.60
Area de Filtrado	m ²	193.87	323.71
Area de Filtrado Hr/Filtro	m ²	63.00	63.00
Filtros Necesarios	No.	3.00	5.14

Para el volumen necesario a desplazar de los filtros de vacío, se considera $3.048 \text{ m}^3/\text{min}-\text{m}^2$ área ($10.0 \text{ Ft}^3/\text{min.}$) Ft^2 área; a una presión (vacío) de 600 mm Hg.

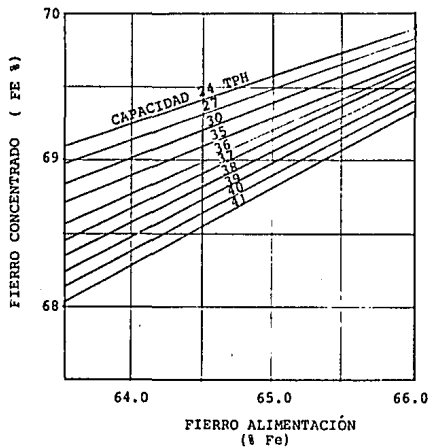
Actualmente se tiene 3 bombas de vacío, con una capacidad de $283.2 \text{ m}^3/\text{min}$ ($10,000 \text{ Ft}^3/\text{min.}$) cada una.

Para el volumen necesario de aire comprimido, para desprender la torta de los filtros, se considera ($0.5 \text{ Ft}^3/\text{min.}$ Ft^2 área), $0.1524 \text{ m}^3/\text{min}-\text{m}^2$ área con $3.0 \text{ kg}/\text{cm}^2$ de presión. Actualmente se tienen dos compresores de $25.00 \text{ m}^3/\text{min}$ ($882.75 \text{ Ft}^3/\text{min}$) cada uno.

2. CONCENTRACIÓN MAGNÉTICA SECUNDARIA (VER ANEXO Nº 5)

Para lograr el objetivo de aumento de capacidad, sin disminución en las características del concentrado final, 69% hierro total, se requiere la instalación de 2 concentradores tipo finisher de 0.91 m de diámetro por 2.4m de largo (mismas características que los existentes).

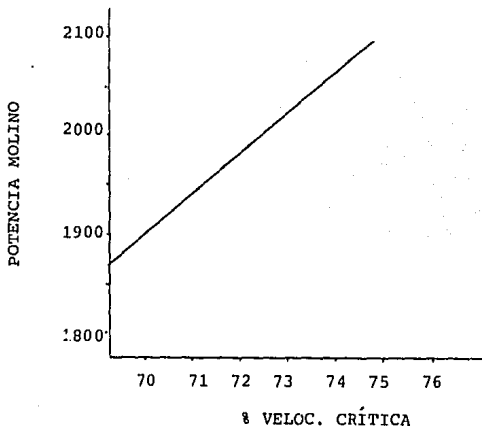
CONCEPTO	UNIDADES	SIT. ACT.	PROY 1800
Velocidad de alimentación	TPH	236.80	247.93
CPMT* Fe MIN. CONC. 2a.	%	69.20	69.20
Capacidad equipo por concentrador	TPH	36.0	36.0
Número de concentradores	UNID.	6	8
Capacidad total	TPH.	216.0	247.93



3. MOLIENTA SECUNDAIA. (VER ANEXO N° 4)

Para cumplir con el aumento de capacidad en esta etapa, con servando las características de granulometría y superficie específica, se necesita aumentar dicha capacidad por medio de un incremento de la velocidad de giro, de 15.4 a 16.2 RPM, o sea del 70 al 76% de la velocidad crítica.

CONCEPTO	UNIDADES	SIT. ACT.	PROY. 1800
Velocidad de Producción	TPH	227.40	247.93
Tamaño de Alim. /55%-10m)	F80 (M)	420.0	420.0
Tamaño Prod. (90%-325m)	P80 (M)	31.0	31.0
Indice de Trabajo Mineral (Wio)	kw/TON	9.53	9.53
Consumo de Energía (W)	kw/TON	12.46	12.46
Potencia Requerida Total	Hp/kw	3800-2834	4143-3039
Potencia Requerida por Molino	Hp/kw	1900-1417	2072-1545



4. CONCENTRACIÓN MAGNÉTICA PRIMARIA (VER ANEXO Nº 3)

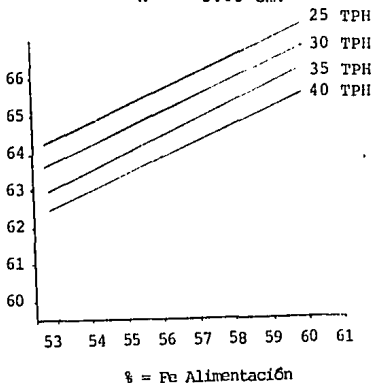
Con el objeto de conservar las características de calidad, con el aumento de capacidad, se requiere la instalación de dos concentradores de tambor sencillo, tipo rougher, de 0.91 m ϕ , por 2.5 m de largo (de las mismas características que los tipo Eriez existentes).

CONCEPTO	UNIDADES	SIT. ACT.	PROY. 1800
Vel. de producción	TPH	240.79	272.45
Cont. Mín. Fe. Conc. 1a.	%	65.0	65.0
Capacidad del equipo			
Concentradores Thune			
Cantidad	#	8	8
Capacidad	TPH	153.23	136.22
Concentradores Eriez			
Cantidad	#	2	4
Capacidad	TPH	87.56	136.22

COMPORTAMIENTO CONCENTRADOR MAGNÉTICO PRIMARIO

TIPO ROUGHER 36" ϕ x 8'L

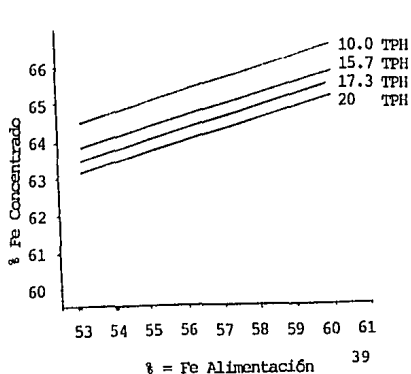
$$\begin{aligned} \text{Dens.} &= 1.30 \text{ g/cm}^3 \\ h &= 5.08 \text{ cm.} \end{aligned}$$



COMPORTAMIENTO CONCENTRADOR MAGNÉTICO PRIMARIO

TIPO ROUGHER 24" ϕ x 6'L

$$\text{Dens.} = 1.30 \text{ g/cm}^3$$



5. MOLINDA PRIMARIA (VER ANEXO Nº 2)

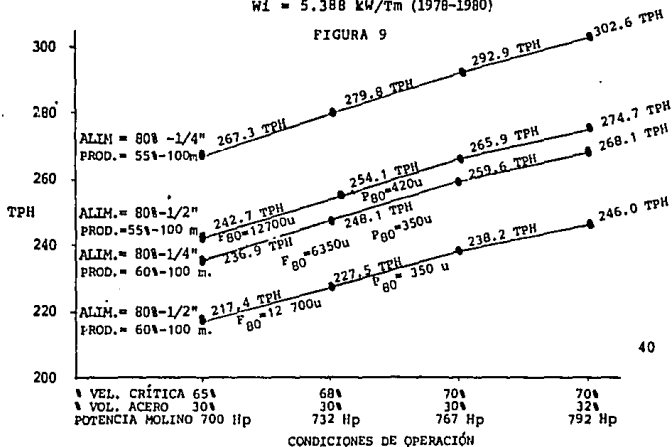
Dada la situación de operación en esta etapa por las condiciones de alta capacidad y conservar las características de calidad que aseguren el buen funcionamiento de las siguientes etapas, se requiere aumentar la capacidad de este molino, por medio de un incremento de la velocidad de giro de 15.1 a 16.8 rpm o sea del 65 al 70% de la velocidad crítica, conservando la operación con barras como medio de molienda.

CONCEPTO	UNIDAD	SIT. ACT.	PROY. 1800
Velocidad de producción	TPH	240.0	272.45
Tamaño de Alim. (80% - 1/4")	F80 (M)	6350.0	6350.0
Tamaño del producto (55% - 100 m)	P80 (M)	420.0	420.0
Índice de trabajo Wio	kw/TON.	6.0	6.0
Consumo de energía 1	kw/TON.	2.175	2.175
Potencia requerida 2	Hp-kw	700-522	792-591

CAPACIDADES MOLINO DE BARRAS AV-3

WI = 5.388 kW/Tm (1978-1980)

FIGURA 9



COMENTARIOS

El aumento de capacidad para la producción de pelet, en la Planta Peletizadora de "Las Encinas, S. A.", es un hecho de especial relevancia, ya que está basada en la optimización de los recursos existentes, sin un detrimento de la calidad de producción, tan importante en nuestro tiempo.

Este objetivo trae como consecuencias:

- **Mejoras Tecnológicas:** La Planta Peletizadora se coloca a la altura de las mejores Plantas Peletizadoras del mundo, en - productividad y calidad, continuando a la vanguardia de la peletización en México.

Los molinos, tanto en barras, como en bolas, se quedan operando a nivel máximo de aprovechamiento de su capacidad, ya que en el mundo son muy pocas las que se están operando bajo estas características. (Alta velocidad de giro).

- **Ambiente de Trabajo:** Esto también significa a todo el personal una mejora en su realización como trabajador y como - hombre que busca constantemente la superación en lo tecnológico, humano, social y económico.
- **Mejoras Económicas:** El proceso también se ve afectado en su economía, en una forma positiva, ya que sus consumos es-pecíficos de insumos, se ven disminuidos al optimizar la operación de las etapas.

Por razones propias de la empresa no se están considerando los análisis económicos para la realización de este proyecto.

En suma, podemos decir que este trabajo por incrementar la capacidad

dad de la Planta Peletizadora de "Las Encinas, S.A."; muestra la continua búsqueda de la superación del hombre de la industria por alcanzar cada día objetivos más retadores.

Esto mismo se basa en la optimización de los recursos materiales existentes, tomando en cuenta la potencialidad y experiencia del personal que la conforma, y es una muestra palpable de confianza en su personal.

CONCLUSIONES :

La capacidad de producción de 1'800,000 toneladas de pelet por año de la planta peletizadora de Alzada, se puede alcanzar a través de:

- a) Reducción de la humedad del pelet verde alimentado al horno de endurecimiento, a valores de 8.5-8.8% H₂O.
- b) Reducción del tamaño del pelet verde alimentado al horno de endurecimiento, de 70%-16 + 12.7 mm. y 20%-12.7 + 9.0 mm. a valores de 45%-16 + 12.7 mm. y 45%-12.7 + 9.5 mm.

Para lograr lo anterior se requieren las siguientes modificaciones al equipo:

FILTRADO: Aumentar el área de filtrado de 240 a 420 m², mediante la instalación de 2 filtros a vacío - de 120 m² c/u.

Instalación de una bomba de vacío (600 mm. de Hg.) con capacidad de 283.2 m²/min.

Instalación de un compresor para 3.0 kg/cm², - con un volumen de 25.00 m³/min.

CONCENTRACIÓN SECUNDARIA: Aumentar la capacidad de 236.8 a 247.9 TPH a través de la instalación de 2 concentradores - tipo finisher de 0.91 m. de diámetro por 2.4 m de largo (de las mismas características que - los existentes).

MOLIENDA Aumentar la capacidad de 227.4 a 247.9 TPH me-
SECUNDARIA: diante el aumento de la velocidad de giro de -
 los molinos, de 15.4 a 16.2 rpm. Esto se lo-
 grará mediante cambios en los reductores exclu-
 sivamente pasando el consumo de potencia de -
 1900 a 2072 Hp en cada molino.

CONCENTRACIÓN Aumentar la capacidad de 240.79 a 272.45 TPH -
PRIMARIA: mediante la instalación de dos concentradores
 tipo Rougher de 0.91 m. de diámetro por 2.5 m.
 de largo (de las mismas características de los
 existentes).

MOLIENDA Aumentar la capacidad de 240.0 a 272.45 TPH me-
PRIMARIA: diante un aumento de la velocidad de giro de -
 15.1 a 16.8 rpm. También se plantea el cambio
 de medio de molienda de barras a bolas.

 El consumo de potencia pasa de 700 a 792 Hp.

Los equipos de bombeo son modificados en la siguiente forma:

Bomba AV-4/5: Cambiar bombas actuales 8 X 6 SRL-C* por bom-
 bas 10 X 8 SRL-C* (Denver) con motor de 75 Hp
 c/u trabajando la bomba a 750 rpm.

Bomba AV-12: Cambiar bomba actual 10 X 8 por 12 X 10" SRL-C
 (Denver) con motor de 250 Hp y trabajando la -
 bomba a 780 rpm.

Bomba AV-13: Cambiar bomba actual 10 X 8 por 12 X 10" SRL-C
 (Denver) con motor de 250 Hp. y trabajando la
 bomba a 800 rpm.

Bombas AV-18/19: Continuar con las mismas bombas Denver 8 X 6, solamente cambiar velocidad a 910 rpm. - y motores a 75 Hp. c/u.

Todo el demás equipo principal está en condiciones de operación, por lo que no requiere de modificaciones.

El alcanzar estas velocidades de producción colocará a esta planta peletizadora al nivel de las mejores del mundo, en cuanto a producción y calidad se refiere. Esta situación traerá como consecuencia una mejora en los tres sistemas: el Tecnológico, el Administrativo y el Humano Social, lo cual redundará en un mejor conocimiento de todo su personal.

CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES DEL MINERAL "EL ENCINO"

COMPONENTE	CONTENIDO (%)
Fierro Total (Fe_t)	60.0
Magnetita (Fe_3O_4)	75.4
Hematita (Fe_2O_3)	7.8
Fósforo (P)	0.35
Azufre	0.20
Oxido de Calcio	4.00
Oxido de Magnesio	1.30
Sílice	5.00
Alumina	2.00
Granulometría	80% -1/4"

ANÁLISIS DE LA CAPACIDAD DE MOLIENDA PRIMARIA (MOLINO AV-3)

De acuerdo a las bases del Proyecto, se requieren 272 TPH. -- (Fig. 10) de alimentación de mineral magnético a esta etapa de proceso.

Las condiciones del mineral serán:

1	Contenido de Fierro	:	60.0 \pm 1.0 % Fe _t .
2	Relación de Fierro Total/Fierro Ferroso.	:	3.3 - 3.5
3	Tamaño de alimentación.	:	80 % - 1/4".
4	Índice de trabajo del Mineral*	:	5.398 kw/TON.
	Desviación Std.	:	0.6558
	Índice de Trabajo	:	

Los datos generales del Molino AV-3, son los siguientes:

1	Diámetro interior del cilindro.	:	3400.0 mm.
2	Longitud interior del cilindro.	:	4700.0 mm.
3	Velocidad actual de giro del Molino.	:	15.1 rpm. 65.4 % de la velocidad crítica.
4	Carga de medio de molienda permisible ⁽¹⁾ .	:	75.0 TONS. 40.0 % VOL. TOTAL.
5	Concentración máxima de sólido.	:	80 % En Peso.
6	Capacidad del Motor.	:	940 HP./1190 rpm. 6600 volts/60 Ciclos.

(1) De acuerdo a mediciones hechas en el campo se observa el volumen alcanzada (Nivel del Trommel) de 28.1 % , en -- nuestro caso se considerará un 30% de acuerdo a observaciones dentro de la operación.

* Tomando las características del mineral molido durante los Años de 1978, 1979 y 1980.

2.- CÁLCULO DEL VOLUMEN DENTRO DEL MOLINO:

El volumen total del Molino va a estar dado por el diámetro interior del mismo Molino, mientras que el volumen útil estará en función del diámetro interior y del espacio que ocupen los Liners. (Ver Figura No. 1.).

VOLUMEN TOTAL

$$\begin{aligned} \text{MOLINO AV-3} & : \frac{(D \text{ Int})^2 \pi \times L \text{ Int.}}{4} \\ & : \frac{(3.4)^2 \pi \times 4.7}{4} = 42.6723 \text{ m}^3 \\ & : \text{V.TOTAL AV-3} = 42.6723 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

VOLUMEN EFECTIVO

$$\text{MOLINO AV-3} : \frac{(D \text{ Int} - 2r_2)^2 \pi \times L \text{ Int} - \# \text{ Lainers} \times \frac{(r_1 - r_2)^2 \pi}{2}}$$

VOLUMEN EFECTIVO

AV-3	:	38,6785 m ³	30 %	11.6036 m ³
			40 %	15.4714 m ³

DIÁMETRO EFECTIVO

DEL MOLINO :

$$\begin{aligned} 3.4 - 2 (0.077) & = 3.246 \text{ m.} \\ \text{EFEC.} & = 3.246 \text{ m.} \quad 10.65 \text{ Ft.} \\ \text{LONG.} & = 4.700 \text{ m.} = 15.42 \text{ Ft.} \\ \text{LONG.EF.} & = 4.572 \text{ m.} = 15.00 \text{ Ft.} \end{aligned}$$

FRACCIÓN DEL ÁREA DEL MOLINO OCUPADA
POR LA CARGA DEL MEDIO DE MOLIENDA.

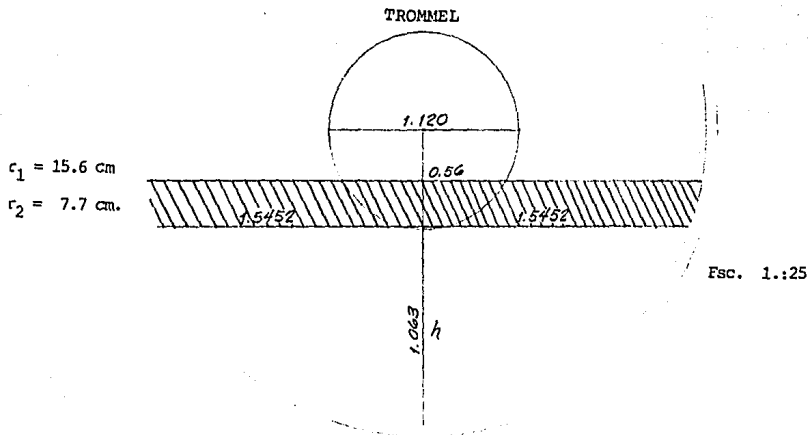
$$\phi \text{ Int.} = 3.4 \text{ m.}$$

$$L \text{ Int.} = 4.7 \text{ m.}$$

LAS MEDIDAS FUERON TOMADAS EN EL CAMPO

$$\phi = 1.175 - .055$$

s/Trom. Ceja.



$$r_1 = 15.6 \text{ cm}$$

$$r_2 = 7.7 \text{ cm.}$$

$$A = \frac{h}{6s} (3h^2 + 4s^2)$$

$$A = \frac{1.063}{6(3.09)} (3(1.063)^2 + 4(3.09)^2)$$

$$A = 2.3843 - \frac{(r_1 - r_2)^2}{2} \pi \times 8 = 2.3059 \text{ m}^2$$

28.02 % DEL TOTAL.

$$A \text{ Total EF.} = 8.2295 \text{ m}^2$$

EL ÁREA SOMBREADA INDICA
LO FALTANTE PARA TENER -
UN 40 % DEL VOLUMEN TOTAL
DEBE DE SER IGUAL A 1.364 m.

3.- CÁLCULO DEL TAMAÑO DEL MEDIO DE MOLIENTA:

El tamaño del medio de Molienda estará en función de:

- Tamaño del Mineral de Alimentación
- Índice de Trabajo del Mineral de Alimentación.
- Velocidad crítica.

Para el cálculo del tamaño del medio de molienda utilizaremos dos fórmulas, siendo éstas las utilizadas por Fred Bond y por Nordberg, y se usarán para los dos tipos de medios de Molienda: Bolas y Barras.

BARRAS:

$$\phi = \frac{F^{3/4}}{160} \sqrt{\frac{WiSq}{100Cs\sqrt{D}}} = \sqrt{\frac{Fwi}{KCs}} \sqrt{\frac{Sq}{\sqrt{D}}}$$

Barra

BOLAS:

$$\phi \left(\frac{F}{K}\right)^{1/2} \left[\frac{SqWi}{100Cs\sqrt{D}}\right]^{1/3} = \sqrt{\frac{Fwi}{KCs}} \sqrt{\frac{Sq}{\sqrt{D}}}$$

Bola

DONDE:

F = Tamaño de alimentación-6350 m.

Wi= Índice de trabajo = 5.4866 kw/Ton.Corta

Sq= Gravedad específica del mineral = 4.4 g/cm³

BARRAS K = Constante = 300

D = Diámetro de molino = 10.65 Ft.

Cs= Fracción de la velocidad crítica:

0.65 0.68 0.70

F = tamaño de alimentación = 6350 m.

Wi= Índice de trabajo = 5.4866 kw/Ton. Corta

Sq= Gravedad específica del mineral = 4.4 g/cm³

BOLAS K = 350

D = Diámetro

Cs= Fracción de la velocidad crítica:

0.65 0.68 0.70 0.72

LOS VALORES PARA EL DIÁMETRO ÓPTIMO SON LOS SIGUIENTES:

BARRAS			BOLAS		
Cs.	EC.BOND.	EC.NORDBERG	Cs.	EC.BOND.	EC.NORDBERG
0.65	1.50 Pulg.	1.44	0.65	2.06 Pulg.	1.90
0.68	1.47 Pulg.	1.41	0.68	2.03 Pulg.	1.86
0.70	1.45 Pulg.	1.39	0.70	2.01 Pulg.	1.83
			0.72	2.00 Pulg.	1.81

CONCLUSIÓN:

Los autores recomiendan utilizar bola como medio de molienda, cuando el tamaño de la alimentación es de 80% - 3/4" para material suave y 80% - 1/4" para material duro.

También autores recomiendan retirar las barras cuando éstas llegan a un diámetro de una pulgada, ya que, en este caso, se hace ineficiente su labor.

Por lo anterior y de acuerdo a los cálculos para determinar el diámetro óptimo, se recomienda utilizar bola de 2 1/2" de diámetro, de fundición blanca, como medio de molienda. Se incrementa en 1/2" el diámetro calculado para tener un "colchón" que pueda absorber variaciones en el tamaño o en la dureza del mineral.

Por lo que se refiere a esta última variable, es necesario se leccionar el diseño adecuado para el liner, que operará con - el nuevo medio de molienda.

CÁLCULO DE LA CAPACIDAD MÁXIMA EN EL MOLINO AV-3

De acuerdo a las dos condiciones que se propone modificar y en función de los análisis hechos anteriormente, encontramos que los parámetros para el Molino AV-3, quedarían de la siguiente forma:

- | | |
|---|---|
| a).- VOLUMEN DEL LLENADO ⁽¹⁾ | 30.3 % Del volumen total ef. 11.6036 m ³ . |
| b).- CARGA DEL MEDIO DE MOLIENDA | 52.049 TON. |
| c).- TIPO DEL MEDIO DE MOLIENDA | Bola fundida de 2 1/2" de diámetro, 6
Barra de 3" de diámetro. |
| d).- VELOCIDAD CRÍTICA | Ver Gráfica adjunta.
(Fig. Nº 9) |
| e).- POTENCIA ESPERADA PARA EL MOTOR. | Ver Gráfica adjunta.
(Fig. Nº 9) |

Las características del Mineral que se alimentará a la Planta Peletizadora, a partir de 1981, serán:

- (1) Se tomará en cuenta para el análisis de capacidad, el factor de llenado máximo que dice Lurgi, ésto es, el 40 % del volumen total efectivo.

- 1.- TAMAÑO DEL MINERAL DE ALIMENTACIÓN: 80.0 - 1/4"
6350
- 2.- ÍNDICE DE TRABAJO OPERATIVO⁽¹⁾ 5.388 kw/ton.

El producto que se desea obtener del Molino Primario es de: 420 (55.0% - 100 m) como mínimo, tratando de conseguir un 60.0% - 100 m (350 μ).

El cálculo para el consumo de energía por tonelada de mineral estará de acuerdo con la fórmula de Fred Bond.

$$W = \frac{10 W_{io}}{\sqrt{P}} - \frac{10 W_{io}}{\sqrt{F}}$$

Donde:

- W = CONSUMO ESPECÍFICO DE ENERGÍA (kw/ton).
- W_{io} = ÍNDICE DE TRABAJO OPERATIVO (5.388 kw/ton).
(6.044 kw/ton).
- F = TAMAÑO DEL MINERAL DE ALIMENTACIÓN. (6350 μ).
- P = TAMAÑO DEL MINERAL PRODUCIDO (350 μ).
(420 μ).
- TPH = POTENCIA CONSUMIDA POR EL MOLINO/W.

(1) También se considerará el valor de 6.0438 kw/ton. que es el valor promedio más el de una desviación estándar.

VEL. GIRO RPM	VEL. CRIT. (%)	FACTOR C		B O L A S		BARRAS
		BOLAS	BARRAS	POTENCIA PARA 30% VOL.CARGA	POTENCIA PARA 40% VOL.CARGA	POTENCIA PARA 30% VOL.CARGA
15.10	65.0	0.1490	0.1490	627.30	712.45	689.7
15.56	67.0	0.1552	0.1552	653.40	742.10	718.4
16.03	69.0	0.1625	0.1625	684.13	777.00	752.2
16.49	71.0	0.1690	0.1690	711.50	808.08	782.3
16.73	72.0	0.1724	0.1724	725.81	824.34	798.1
16.96	73.0	0.1760	0.1760	740.97	841.55	814.7
17.19	74.0	0.1798	0.1798	756.97	859.72	832.3
17.42	75.0	0.1838	0.1838	773.81	878.85	850.8

FACTOR A: 63.5 PARA ϕ = 10.65 ft = 3.246 m

FACTOR B: 5.02 PARA 40% DEL VOL. DE CARGA DE BOLAS

4.42 PARA 30% DEL VOL. DE CARGA DE BOLAS

4.86 PARA 30% DEL VOL. DE CARGA DE BARRAS

L: 15.0 ft DE LONGITUD INTERIOR = 4.572 m

CONCLUSIONES:

La capacidad necesaria en el Molino Primario, para producir - 1800,000 Toneladas de pelet por año, es de 272.45 TPH.

Esa capacidad se puede alcanzar al tener una demanda en la potencia del motor de 741 Hp., con una fracción de la velocidad crítica de 73 % (16.96 rpm) y obtener un producto de 55.0 % -100 m. (Límite para la alimentación de Mineral a la primer etapa de concentración magnética.).

Esta capacidad se puede ver afectada (ó el producto obtenido) en el caso de un incremento en la dureza del mineral, -- por lo que será necesario cuidar las siguientes variables de alimentación de mineral.

- 1).- Contenido de Hierro de 60.0 %
- 2).- Relación De Fe_t/Fe^{++} en el mineral de 3.3 a 3.5
- 3).- Tamaño de 80.0 % $-1/4"$ (6350 μ) Máximo.

Se nota una gran oportunidad en lo que se refiere a capacidad y calidad del producto obtenido, ésto debido a la posibilidad de operar a un 40.0 % del volumen de llenado para el acero y demandar al Motor 841 Hp.

En el Manual de Operación de Lurgi se menciona un 40 % del volumen para el medio de molienda, por lo que se ve necesario - consultar con Lurgi, acerca de esa consideración y de los --- efectos que se obtendrán al modificar la velocidad de giro -- del Molino y el cambio de medio de molienda.

ANÁLISIS DE LA CAPACIDAD DE CONCENTRACIÓN MAGNÉTICA PRIMARIA

De acuerdo a las bases del Proyecto, se requiere tener una capacidad de 272.5 TPH. de sólidos, con una granulometría de 55 μ - 100 μ . (especificación mínima) y elevar el contenido de fierro de 60 $\%$ a 65 $\%$.

Los datos generales del equipo instalados actualmente son:

SITUACIÓN ACTUAL.

La Planta Peletizadora tiene instalado en su área de concentración magnética primaria el siguiente equipo:

EQUIPO Y ESPECIFICACIONES:

Concentradores Marca	:	THUNE
Número	:	8
Diámetro del Tambor	:	24"
Longitud del Tambor	:	6'
Intensidad Magnética	:	600 Gaus a 3/4"
Número de Polos	:	10
Velocidad de rotación Del Tambor.	:	50 rpm.
Capacidad Nominal	:	13.681 TPH. (Mínima) a 1.45 g/cm ³ 19.154 TPH. (Máxima) a 1.45 g/cm ³
Concentradores Marca	:	ERIEZ
Número	:	2
Diámetro del Tambor	:	36"
Longitud del Tambor	:	8'
Intensidad Magnética	:	900 Gaus a 3/4"
Número de Polos	:	10
Velocidad de rotación del Tambor.	:	20 rpm.
Capacidad Nominal	:	36.483 TPH (Mínima) a 1.45 g/cm ³ 43.780 TPH (Máxima) a

Con estos datos, podemos decir que se tiene una capacidad instalada de:

CAPACIDAD MÍNIMA	:	183.854 TPH.
CAPACIDAD MÁXIMA	:	240.792 TPH.

TABLA COMPARATIVA PARA LA CAPACIDAD DE ALIMENTACIÓN DE SÓLIDOS
A LA CONCENTRACIÓN MAGNÉTICA PRIMARIA (CAPACIDADES STD).

Situación: Proyecto 1800 (272.45 TPH) Capacidad Standard
TPH/Pie TPH/Pie

El actual distribuidor AV-103, tiene 12 descargas, de las cuales alimenta 8 a los Tambores THUNE (Una para cada uno) y 4 para los Tambores ERIEZ (Dos para cada uno).

$$\frac{272.45 \text{ TPH.}}{12 \text{ Desc. AV-103}} = 22.704 \text{ TPH/Desc. AV-103.}$$

E Q U I P O		CAPACIDAD TPH/PIE	STANDARD TPH/PIE
THUNE	: $\frac{22.704 \text{ TPH}}{6 \text{ Pies}}$	3.784	2.28 - 3.192
ERIEZ	: $\frac{22.704 \text{ TPH} \times 2}{8 \text{ Pies}}$	5.676	4.56 - 5.473

Caso en que un Tambor THUNE que fuera para mantenimiento.

$$\frac{272.45 \text{ TPH.}}{11 \text{ Desc. AV-103.}} = 24.7679 \text{ TPH/Desc. AV-103.}$$

Situación:	Proyecto 1800 (272.45 TPH)	CAPACIDAD TPH/PIE	ESTANDAR TPH/PIE
THUNE :	$\frac{24.7679 \text{ TPH}}{6}$	4.128	2.28 - 3.192
ERIEZ :	$\frac{24.7679 \text{ TPH X 2}}{8}$	6.192	4.56 - 5.473

Caso en que dos Tambores THUNE queden fuera para Mantenimiento.

$$\frac{272.45 \text{ TPH}}{10} = 27.245 \text{ TPH/DESC. AV-103}$$

THUNE :	$\frac{27.245 \text{ TPH}}{6}$	4.541	2.28 - 3.192
ERIEZ :	$\frac{27.245 \text{ TPH X 2}}{8}$	6.811	4.56 - 5.473

Caso en que un Tambor ERIEZ queda fuera para Mantenimiento.

$$\frac{272.45 \text{ TPH}}{10} = 27.245 \text{ TPH/DESC. AV-103}$$

THUNE :	$\frac{27.245 \text{ TPH}}{6}$	4.541	2.28 - 3.192
ERIEZ :	$\frac{27.245 \text{ TPH X 2}}{8}$	6.811	4.56 - 5.473

ANÁLISIS DE CAPACIDAD DE LOS CONCENTRADORES PRIMARIOS
 ESPECIFICACIONES DE ACUERDO AL FABRICANTE
 272.45 TPH. DE ALIMENTACIÓN
 SITUACIÓN ACTUAL

SITUACIÓN	TAMBORES NO.	LONG. TOTAL	CAPACIDAD		CAPACIDAD MÍNIMA		CAPACIDAD MÁXIMA		SOBRECARGA	
			TPH/PIE	TPH/TOT.	TPH/PIE	TPH/TOT.	TPH/PIE	TPH/TOT.	TPH/PIE	%
TODO EL EQUIPO DE CONCENTRACION OPERANDO.										
THUNE	8	48	3.784	181.631	2.28	109.44	3.192	153.216	0.592	18.55
ERIEZ	2	16	5.676	90.816	4.56	72.76	5.473	87.568	0.203	3.71
TOTAL	10	64	4.257	272.447	2.85	182.40	3.762	240.784	0.4947	13.15
QUEDANDO UN TAMBOR THUNE EN MANTENIMIENTO.										
THUNE	7	42	4.128	173.375	2.28	95.760	3.192	134.064	0.936	29.32
ERIEZ	2	16	6.192	99.072	4.56	72.960	5.473	87.568	0.719	13.14
TOTAL	9	58	4.697	272.447	1.909	168.720	3.821	221.632	0.876	22.93
QUEDANDO UN TAMBOR ERIEZ EN MANTENIMIENTO:										
THUNE	8	48	4.541	217.958	2.28	109.44	3.192	153.216	1.349	42.26
ERIEZ	1	8	6.811	54.487	4.56	36.48	5.473	43.784	1.338	24.45
TOTAL	9	56	5.045	272.447	2.702	145.92	3.648	197.000	1.347	38.30

De acuerdo a las tablas comparativas, observamos que tenemos al incremento de capacidad, para la producción de 1'800,000 toneladas de pelet, una sobrecarga del orden del 13.15 % operando todo el equipo actual, y que esta sobrecarga puede incrementarse al 22.93 ó al 38.30 % ésto sin un tambor Thune ó un Tambor Eriez, que salen respectivamente a Mantenimiento.

Para el caso más crítico, en que sale un Tambor Eriez a Mantenimiento (equivalente a la salida de Dos Tambores Thune), - tenemos una sobrecarga del 38.30 % ó sea 75.447 TPH.

Las necesidades que tenemos de adición de equipo serían:

$$\text{CANTIDAD DE EQUIPO} = \frac{\text{SOBRECARGA (TPH)}}{\text{CAPACIDAD STD (TPH/PIE) X PIE CONC.}}$$

$$\text{CANTIDAD DE EQUIPO} = \frac{75.447 \text{ TPH.}}{5.472 \text{ TPH/PIE X 8 PIES} = 1.723 \text{ CONC.}}$$

$$\text{CANTIDAD DE EQUIPO} = 1.723 \quad 2.0 \text{ CONC.}$$

Será necesario adicionar dos concentradores de 36 pulgadas de diámetro por 8 pies de largo, con ésto se cubrirían ampliamente las necesidades de capacidad, asegurando la calidad, aún - en el caso de que algún tambor saliera a Mantenimiento.
Ver la Tabla Comparativa de Capacidades, Propuesta. Tabla No.2.

ANÁLISIS DE CAPACIDAD DE LOS CONCENTRADORES PRIMARIOS
 ESPECIFICACIONES DE ACUERDO AL FABRICANTE
 272.45 TPH. DE ALIMENTACIÓN
 SITUACIÓN PROPUESTA

SITUACIÓN	TAMBORES No.	LONG. TOTAL	CAPACIDAD		CAPACIDAD MÍNIMA		CAPACIDAD MÁXIMA		SOBRECARGA	
			TPH/PIE	TPH/TOT.	TPH/PIE	TPH/TOT.	TPH/PIE	TPH/TOT.	TPH/PIE	%
TODO EL EQUIPO DE CONCENTRACION OPERANDO.										
THUNE	8	48	2.838	136.223	2.280	109.44	3.192	153.216	0.000	0.00
ERIEZ	4	32	4.257	136.223	4.560	145.92	5.473	175.136	0.000	0.00
TOTAL	12	80	3.406	272.447	3.192	255.36	4.104	328.352	0.000	0.00
QUEDANDO UN TAMBOR THUNE EN MANTENIMIENTO.										
THUNE	7	42	3.027	127.142	2.280	95.72	3.192	134.064	0.000	0.00
ERIEZ	4	32	4.541	145.305	4.560	145.92	5.473	175.136	0.000	0.00
TOTAL	11	74	3.682	272.447	3.266	241.68	4.178	309.200	0.000	0.00
QUEDANDO UN TAMBOR ERIEZ EN MANTENIMIENTO.										
THUNE	8	48	3.243	155.684	2.280	109.440	3.192	153.216	0.051	1.61
ERIEZ	3	24	4.865	116.763	4.560	109.440	5.473	131.352	0.000	0.00
TOTAL	11	72	3.784	272.447	3.040	218.880	3.952	284.568	0.000	0.00

TABLA No. 2.

CALIDAD QUÍMICA DEL CONCENTRADO PRIMARIO.

Los Tambores Thune siguen el comportamiento descrito por la siguiente ecuación: (Ver Anexo No. 1., Análisis de la Capacidad de la concentración magnética primaria en función de sus variables operativas).

$$Y = 50.4771 + 0.288571 X_1 - 0.13333 X_2$$

Mientras que los concentradores Eriez de 36 pulgadas de diámetro, su comportamiento está descrito por la siguiente ecuación:

$$Y = 55.3977 + 0.6777 X_1 - 693 X_2 - 8.7469 X_3 - 0.03583 X_4 + \\ 8.351 \times 10^{-8} X_1 X_2 \\ - 0.219134 X_1 X_3 + 0.009122 X_1 X_4 + 0.44057 X_2 X_3 \\ - 9.9 \times 10^{-5} X_2 X_4 + 0.02935 X_3 X_4.$$

Donde:

- Y = Contenido de Hierro en el concentrado obtenido (%)
- X₁ = Contenido de Hierro en el mineral alimentado (%)
- X₂ = Cantidad de mineral alimentado al concentrador (TPH seco).
- X₃ = Densidad de la pulpa que forma el mineral al alimentarse (g/cm³).
- X₄ = Separación del Tambor y la Tina (cm.).

Las condiciones que tenemos para cada tipo de concentrador son:

$X_1 = 60.0 \% Fe_t$, en el mineral de alimentación a cada Tambor
(especificación para el mineral).

$X_2 = 19.152$ TPH. de mineral para los Thunes y 43.776 TPH. de
mineral, para los concentradores Eriez.

$X_3 = 1.30 \text{ g/cm}^3$ Para la densidad alimentada a cualquier con-
centrador.

$X_4 = 5.08$ cms. Para la distancia del Tambor a la Tina, en --
los Concentradores Eriez.

Los resultados esperados, para el contenido de Fierro en el con-
centrado son:

TAMBORES THUNE : 65.2 % Fe_t .

TAMBORES ERIEZ : 65.15% Fe_t .

ANÁLISIS DE CAPACIDAD DE LA MOLIENDA SECUNDARIA

MOLINOS AV-8 & 9

1.- BASES GENERALES:

Para la producción de 1'800,000 toneladas de pelet por año es necesario que la molienda secundaria procese - 1'954,654.0 toneladas por año, de mineral con 65% de - fierro total (mínimo). Esta capacidad es de acuerdo a si toda la producción de pelet se lleve a cabo con mineral triturado, ésto es que no se adicione PBT molido al concentrado. (Ver tablas 1 & 2).

La utilización efectiva que se dispone para los molinos AV-8 & 9 es de 90.0% (base anual), por lo que:

Número de días trabajados:	365 X 0.90	=	328.5
Producción por día	: 1'954,654/328.5	=	5,950.24
Velocidad de producción	: 5,950.24/24	=	247.93 TPH
Velocidad de producción por molino	: 247.93/2	=	123.96 TPH

La velocidad de producción a que deberá operar cada molino secundario será de: 123.96 TPH.

Los datos generales de los molinos AV-8 & 9, son:

Diámetro interior cilindro (sin liners)	3,800.0 mm.
Longitud interior cilindro (sin liners)	7,500.0 mm.

Velocidad del molino:	15.4 rpm. 70.0% de la velocidad crítica.
Carga máxima permisible:	130 tons. 35.0% del volumen.
Requerimiento de energía:	1920 Hp.
Concentración de sólidos dentro del molino (Máx):	70.0% en peso.

MOTOR DEL MOLINO

Motor trifásico asíncrono con Slipring rotor and Started.
2278 Hp/1190 rpm.
6600 volts. 60 ciclos.

El tamaño que se alimentará al molino será de aproximadamente 420 , de obtener 55%-100m en el molino primario. si se alcanza el 60%-100m*, el tamaño de la alimentación será de 350 .

Los valores de índices de trabajo estarán en función del análisis de capacidad para el incremento de carga circulante, hecho por el grupo de trabajo (anexo 1), así como también los valores representativos de todo el año de 1978 - (año de mayor capacidad de la planta peletizadora).

Índice trabajo (1978) = 9.53 kw/ton.

Índice trabajo (Jul-79/Mar-80) = 8.41 kw/ton.

En función de estos datos se hará el análisis de capacidad.

* %-100m = tamaño del mineral que pasa la malla con abertura de 150'.

CÁLCULO DEL VOLUMEN DE CADA MOLINO (AV-8/9)

Los molinos AV-8 y AV-9 tienen las mismas dimensiones.

El volumen estará dado por el diámetro interior de los cilindros que constituyen cada molino, multiplicados por la longitud interior de los mismos; restándoles únicamente el volumen que ocupen los liners dentro del molino. (Ver fig. 1).

$$\begin{aligned} \text{Volumen total:} & \quad \frac{D^2 \text{ int. } \pi}{4} \times L^1 \\ & \quad \frac{(3.8-2(0.060))^2 \pi}{4} \times 7.56 \\ & \quad 80.4095 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volumen efectivo:} & \quad \text{Volumen total} - \text{Volumen Liners} \\ & \quad 80.4095 - 38 \frac{(.114-0.06)^2}{2} \pi \times 7.56 \\ & \quad 80.4095 - 0.6579 \end{aligned}$$

$$\text{Volumen efectivo:} \quad \underline{\underline{79.7516 \text{ m}^3}}$$

El volumen máximo que puede ser ocupado por el medio de molienda, es del 35%, por lo que:

VOLUMEN PARA EL MEDIO DE MOLIENDA: 79.7516 X 0.35

$$\underline{\underline{27.913 \text{ m}^3}}$$

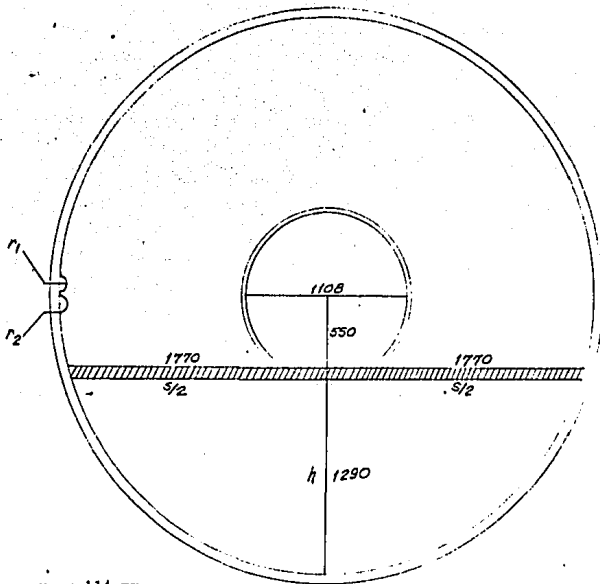
Lo cual equivale a tener una carga de acero de:

TONS. ACERO: 27.913 m³ X PV acero

27.913 m³ X 4.6458 Ton/m³

129.68 TON.

MOLINOS AV-8/9.
 ϕ int. = 3800 mm
 Lint = 7500 mm



$$r_1 = 114 \text{ mm.}$$

$$r_2 = 60 \text{ mm.}$$

$$A = \frac{h}{65} (3h + 4S) - n \frac{(r_1 - r_2)^2}{2} \pi \quad A_c = \frac{(3.8 - 2(0.06))^2 \pi - 38(.114 - 0.06)^2 \pi}{2}$$

$$A = \frac{1.29}{6(3.54)} (3(1.29)^2 + 4(3.54)^2) - 15 \frac{(.114 - 0.06)^2 \pi}{2} \quad A_c = 10.6362 - 0.1741$$

$$A = 3.3476 - 0.0687$$

$$A_c = 10.4621 \text{ m}^2 \quad 70$$

$$A = 3.2789 \text{ m}^2$$

31.34% del área total. 38 líneas.

FIGURA 1.

CÁLCULO DE LA POTENCIA MÁXIMA DE LOS MOLINOS
SECUNDARIOS (AV-8 & AV-9)

Se utilizará el método de cálculo para potencia de los molinos expresado en el manual de Nordberg.

La ecuación propuesta es:

$$Hp = A \times B \times C \times L$$

Se utilizarán para el cálculo las mismas condiciones a que actualmente están operando ambos molinos, y en el caso de incrementar la velocidad de giro de dicho equipo:

Donde:

- A: Factor que depende del diámetro interior del molino: 97.5 para un diámetro interno entre liners de 12.46 a 12.5 ft.
- B: Factor que depende del tipo y carga de acero en el molino: 4.78 (valor extrapolado) para molienda húmeda tipo overflow y 35% del volumen para la carga del medio de molienda.
- C: Factor que depende de la fracción de la velocidad crítica para el molino.
- L: Longitud interior efectiva del molino: 24.61 ft.

Como chequeo utilizaremos la ecuación propuesta por Fred C.

Bond para el cálculo de la potencia del motor del molino.

$$\text{kw/ton} = 4.879 D^{0.3} (3.2-3.0 Vb) C \left(1 - \frac{0.1}{2^{2-1.0C}}\right)$$

donde:

Kw/ton = Consumo de energía por tonelada de acero

= Kw/ton.

D = Diámetro interior del molino (entre liners)

= 3.68 m.

Vb = Fracción del volumen ocupado por el medio de
molienda = 0.35

C = Fracción de la velocidad crítica.

El consumo de energía total para el motor del molino.

Consumo total = Kw/ton x factor x carga de acero.

Factor = Conversión de kw a Hp - 1/0.746.

Carga de acero = 135 ton.

Los datos de los consumos de energía los tendremos en la siguiente tabla.

Frac. Veloc. crítica %	Vel. de giro (rpm)	Método Nordberg (Hp)	Método Bond. (Hp)
70.0	15.40	1900.5	1915.2
71.0	15.62	1938.3	1938.0
72.0	15.84	1977.3	1962.4
73.0	16.03	2018.6	1985.5
74.0	16.28	2062.2	2008.1
75.0	16.50	2108.1	2030.2
76.0	16.72	2154.0	2051.9
77.0	16.94	2200.0	2073.0

CONCLUSIONES:

De acuerdo al cálculo anterior, y observando la capacidad máxima del motor instalado actualmente en los molinos de bolas (2278 Hp a 1190 rpm).

Aprovechando un 90% de la máxima capacidad instalada del motor, se puede incrementar la velocidad de giro del molino a 16.28 rpm, ésto es, 74% de la velocidad crítica, lo cual nos daría un consumo de energía de aproximadamente 2062 Hp.

La razón de dejar un 10% de la capacidad del motor, es con el fin de en un momento dado poder absorber sobrecarga o problemas propios de la operación.

Es importante consultar con el fabricante acerca de esta consideración.

CÁLCULO DE LA CAPACIDAD MÁXIMA EN LOS MOLINOS AV-8/9.

En función de los datos generales de los molinos, obtendremos los siguientes resultados para la molienda secundaria.

a) - Volumen de llenado	35.0% del vol. total 27.913 m ³
b) - Carga del medio de molienda	135.0 ton.
c) - Tipo del medio de molienda	Bola fundida de 3/4"ø
d) - Fracción de la velocidad crítica.	70.0%
e) - Potencia esperada para el motor	Ver tabla anterior (inciso 2)

Las características consideradas para el mineral serán:

1) - Tamaño de alimentación	440 µ
2) - Índice de trabajo	8.98 kw/ton. 9.53 kw/ton.

El producto esperado será de: 31.0 µ

CAPACIDAD MÁXIMA DE LA MOLIENDA SECUNDARIA

$$W = \frac{10 W_{10}}{\sqrt{P}} - \frac{10 W_{10}}{\sqrt{F}}$$

donde:

W = Consumo específico de energía = kw/Ton
 W₁₀ = Índice de trabajo operativo = kw/Ton
 F = Tamaño del mineral alimentado = μ
 P = Tamaño del mineral producido = μ
 TPH = Velocidad de alimentación al molino

TAMAÑO ALIM (μ)	TAMAÑO PROD (μ)	ÍNDICE TRABAJO (KW/TON)	CONSUMO ENERGÍA (KW/TON)	POTENCIA MOLINO (Hp)	CAPACIDAD DISPONIBLE TPH/MOLINO	TPH TOTALES	
440	31.0	8.98	11.85	1900	119.64	239.27	
440	31.0	8.98	11.85	2062	129.84	259.68	Dureza promedio
440	31.0	9.53	12.57	1900	112.73	225.46	Ligero incremento en la dureza.
440	31.0	9.53	12.57	2062	122.34	244.69	
470	31.0	8.98	11.99	1900	118.25	236.50	Incremento del tamaño de la alimentación
470	31.0	8.98	11.99	2062	128.33	256.67	
470	31.0	9.53	12.72	1900	111.43	222.85	Incremento del tamaño y de la dureza del mineral alimentado.
470	31.0	9.53	12.57	2062	120.93	241.85	

NOTA: El tamaño siempre se mantiene constante para no afectar la calidad del producto. La capacidad necesaria es de 247.9 TPH totales.

CONCLUSIONES:

La capacidad que se alcanza con el incremento de la velocidad de giro de los molinos de bolas es de 259.68 TPH (la capacidad necesaria es de 247.9 TPH)

Este incremento de capacidad permite absorber cambios en:

- 1) - Capacidad (mayor tonelaje puede ser alimentado)
- 2) - Dureza del mineral alimentado. (Un incremento en la dureza del mineral puede absorber y mantener el tamaño del producto).
- 3) - Incremento en el tamaño del mineral alimentado. (En el caso de que el molino primario entregue un mineral con un contenido mayor)

En el caso de que no haya cambios se puede producir un mineral con un tamaño más fino, esto es, se puede obtener un mineral con una mejor superficie específica.

Otros de los factores que es importante tomar en cuenta, son:

- 1) - El nivel de la carga de acero debe ser del 35% del volumen total, esto es, 135 toneladas de acero por molino.

- 2) - La carga circulante con la que deben operar los molinos será del órden del 200.0%, la cual se puede incrementar o disminuir en función de la operación del mismo equipo. Es importante consultar con los fabricantes cuál es el volumen o capacidad máxima (máxima carga circulante) que los molinos puedan manejar, sin que éstos tengan problemas operativos, esto es, sin que se "ahoguen".

MOLINO AV-8 / CICLONES AV-108

	PROD. AV-3 μ (2)	INFERIOR CICLÓN μ	ALIM. AV-8 (PROM.) (1) μ	PROD. AV-8 μ	SUPERIOR CICLÓN (CALC.) μ	CARGA CIRC. %	TPH AV-8	W KwH Ton	W/1 + CC 100	Wio
1 JUNIO	380/	92.62	203.15	68.47/	29.84/	160/	92/	12.9/	4.96	9.79/
9 JULIO	380	98.91	192.61	71.38	27.64	200	115	11.6	3.87	8.35
7 AGOSTO	460	107.54	248.52	69.58	28.37	150	108	12.9	5.16	9.14
9 SEPTIEMBRE	470	112.00	247.09	71.43	27.39	165	113	12.1	4.57	8.35
OCTUBRE	510	111.18	277.36	70.63	28.97	140	111	12.2	5.08	8.62
+ NOVIEMBRE	455.48/	105.27	266.51	70.00/	28.58/	155/	111/	12.21/	5.59	8.70/
DICIEMBRE	450	91.00	216.08	70.00	26.32	187	118	11.58	4.03	7.84
1 ENERO	616	89.00	316.15	63.00	24.48	132	116	11.5	4.96	7.11
9 FEBRERO	(690)	88.00	306.11	(64.00)	(19.70)	(176)	(118)	(11.5)	4.17	(6.14)
8 MARZO	534.90/	94.00	266.86	66.68/	25.24/	159/	120/	11.49/	4.42	7.37/
0										

MOLINO AV-9 / CICLONES AV-109

1 JUNIO	380/	90.94	191.31	67.94/	26.99/	188/	95/	12.5	9.34	8.85/
9 JULIO	380	105.34	211.80	75.52	34.24	158	158	11.3	4.38	9.45
7 AGOSTO	460	114.21	266.54	70.48	31.56	127	113	12.1	5.33	9.21
9 SEPTIEMBRE	470	132.21	287.87	87.63	44.24	117	118	11.5	5.30	11.07
OCTUBRE	510	119.98	289.55	73.30	31.64	130	113	12.0	5.22	8.99
+ NOVIEMBRE	455.97/	110.16	281.65	75.33/	35.29/	127/	111/	11.85/	6.07	9.75/
DICIEMBRE	450	92.00	221.71	69.00	26.56	176	117	11.72	4.95	7.98
1 ENERO	616	99.00	354.43	65.00	29.33	104	114	11.6	5.69	8.04
9 FEBRERO	690	99.00	360.50	68.00	26.82	126	117	11.5	5.09	7.42
8 MARZO	573.44/	108.00	296.64	68.03/	28.13/	134/	121/	11.50/	4.89	7.83/
0										

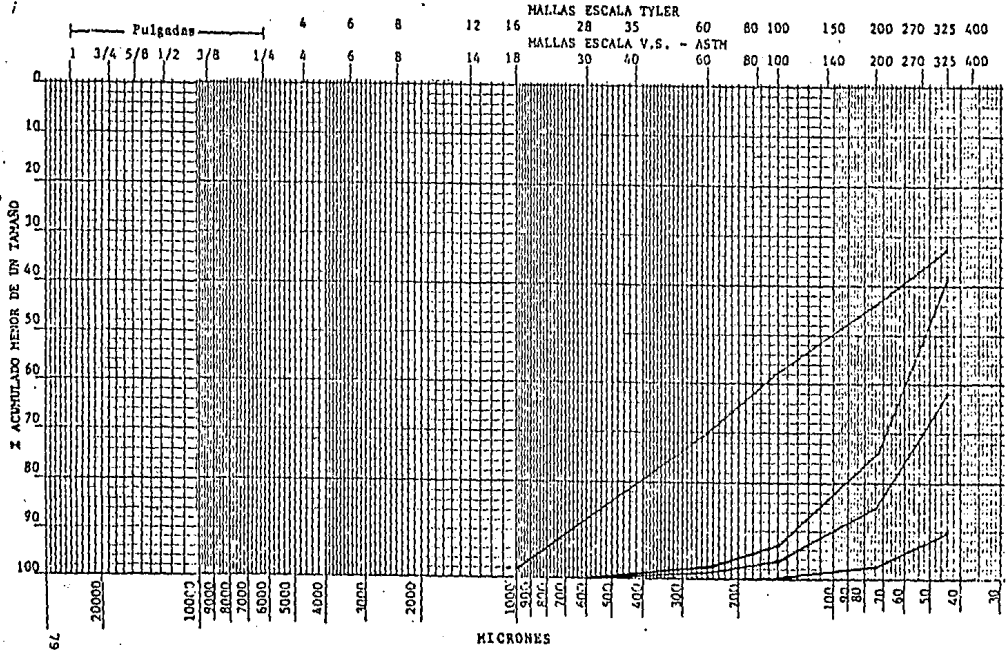
NOTAS:

$$1. F = \frac{D_{80} \times \frac{CC}{100} + P_{80} AV-3}{1 + \frac{CC}{100}}$$

2. Todos los valores en micrones (μ) se expresan al 80 % que pasa.

1978	\bar{X}	410	92.0	235.24	66.0	31.59	122	110.0	12.25	5.52	9.53
------	-----------	-----	------	--------	------	-------	-----	-------	-------	------	------

DISTRIBUCIÓN DE TAMARO



ESTA TESIS NO DEBE
 SALIR DE LA BIBLIOTECA

ANÁLISIS DE CAPACIDAD FILTROS DE VACÍO

AV-20/21/22/23.

1.- BASES GENERALES:

Para la producción de 1800,000 toneladas por año de pelets se necesita tener 1794.145.0 toneladas de concentrado, con un contenido de humedad de 9.0% máximo.

La utilización efectiva que se tiene presupuestada es de 90.0% base anual, por lo que:

Número de días trabajados:

$$365.0 \times 0.9 = 328.5 \text{ días.}$$

Producción de concentrado/día:

$$1794.145.0/328.5 = 5461.6 \text{ ton/día}$$

Velocidad de producción:

$$5461.6 \text{ TPD}/24 \text{ h/día} = 227.6 \text{ TPH}$$

La velocidad de producción total para todo el equipo de filtrado es: 227.6 TPH.

OBJETIVO:

Determinar el área de filtrado necesaria para la obtención de 227.5 toneladas por hora, de concentrado de mineral de hierro; con un contenido de humedad residual de 9.0% máximo.

CONCLUSIONES:

Para la obtención de 227.5 TPH de concentrado, con una humedad de 9.0% máximo se requiere instalar:

- 1) - Un filtro de vacío de 120 m² de área de filtrado.
- 2) - Una bomba de vacío similar a las existentes (AV-24-26)
- 3) - Un compresor similar a los existentes (AV-28-29)

Con la puesta en operación de estos equipos se asegura la productividad de mineral filtrado, con la calidad requerida. (Ver fig. 2 y 3 para la productividad de los filtros, en función de su secuencia de trabajo).

Para el caso de obtener una humedad de 8.5% en el concentrado, para incrementar la productividad del horno de endurecimiento, se requiere instalar un quinto filtro de 120 m² área de filtrado, y a uno de los actuales incrementar el área de filtrado al mismo valor.

DATOS GENERAL DEL EQUIPO (MANUAL DE OPERACIÓN)

Los filtros están constituidos por 10 discos cada uno, teniendo cada disco un diámetro de 2.05 m, y los cuales tienen ocupado por el tubo central un diámetro de 0.406 m, esto nos dará por consiguiente un área efectiva de filtrado de:

Área efectiva de filtrado: Área de un disco X No. de discos

$$\frac{\pi D^2}{4} \times \text{No}$$

$$\frac{(2.05^2 - 0.406^2)}{4} \pi \times 10 \times 2$$

63.423 m²/filtro.

La velocidad en que giran los discos es: 0.50 rpm (mín.)
3.00 rpm (máx.)

El vacío necesario para este sistema es generado por medio de 3 bombas de vacío (AV-24/25/26 y las cuales suministran un vacío de = 600 mm Hg. y un volumen de 17000 m³/h por cada bomba).

El aire necesario para despegar el concentrado del medio filtrante es suministrado por los compresores AV-28/29, generando a razón de 1500 m³/h (por compresor) y a una presión total de 4 atm absolutas.

CÁLCULOS:

De acuerdo al sistema actual para el trabajo de los filtros de vacío, tenemos que estos equipos trabajan 700 horas y ocurre un cambio de medio filtrante, posteriormente, a las siguientes 700 horas de trabajo, ocurre un mantenimiento preventivo, con el consiguiente cambio de medio filtrante.

El tiempo que se considera para el primer cambio de medio filtrante es de un día, mientras que para el mantenimiento preventivo se considerarán cinco días.

La secuencia que seguirían en la operación estos filtros, sería la mostrada en la tabla # 1.

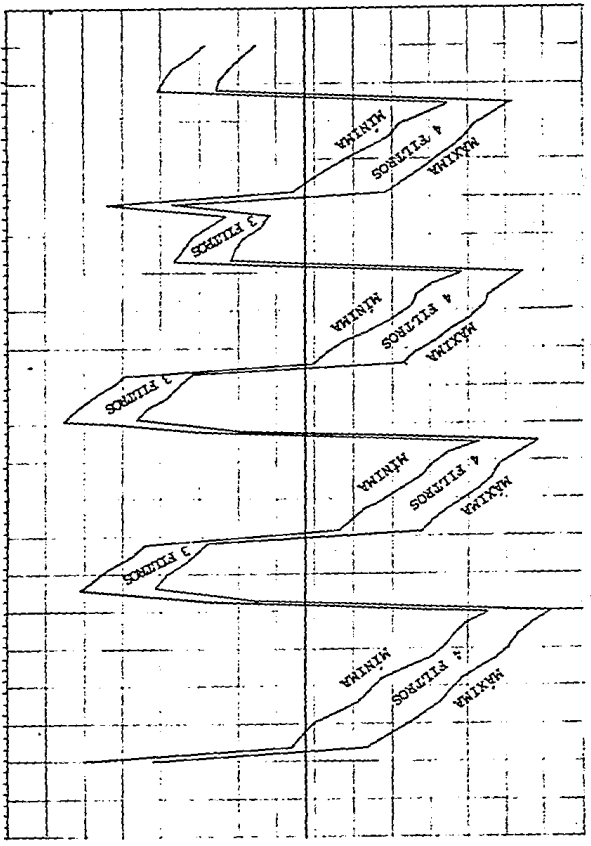
La humedad máxima que se considera para el concentrado es de 9.0%.

En la siguiente gráfica (Fig. 2) observaremos el comportamiento en cuanto a productividad¹ se refiere a estos filtros.

De acuerdo a esa secuencia de operación y dividiendo la productividad de los filtros entre el total de área, obtendremos el factor de productividad para este conjunto de filtros (Ton/h /m²).

¹.- Ver estudio "Determinación del tiempo óptimo para el reemplazo de la SACA", también "Prácticas Operativas".

P 300
 R
 O 280
 D
 U 260
 C
 T
 I 240
 V
 I
 D 220
 A
 D
 F I 200
 L
 T
 R 180
 O
 S
 T.P.H. 160



DÍAS TRABAJADOS
 (CICLO COMPLETO DE TRABAJO)

FIGURA 2

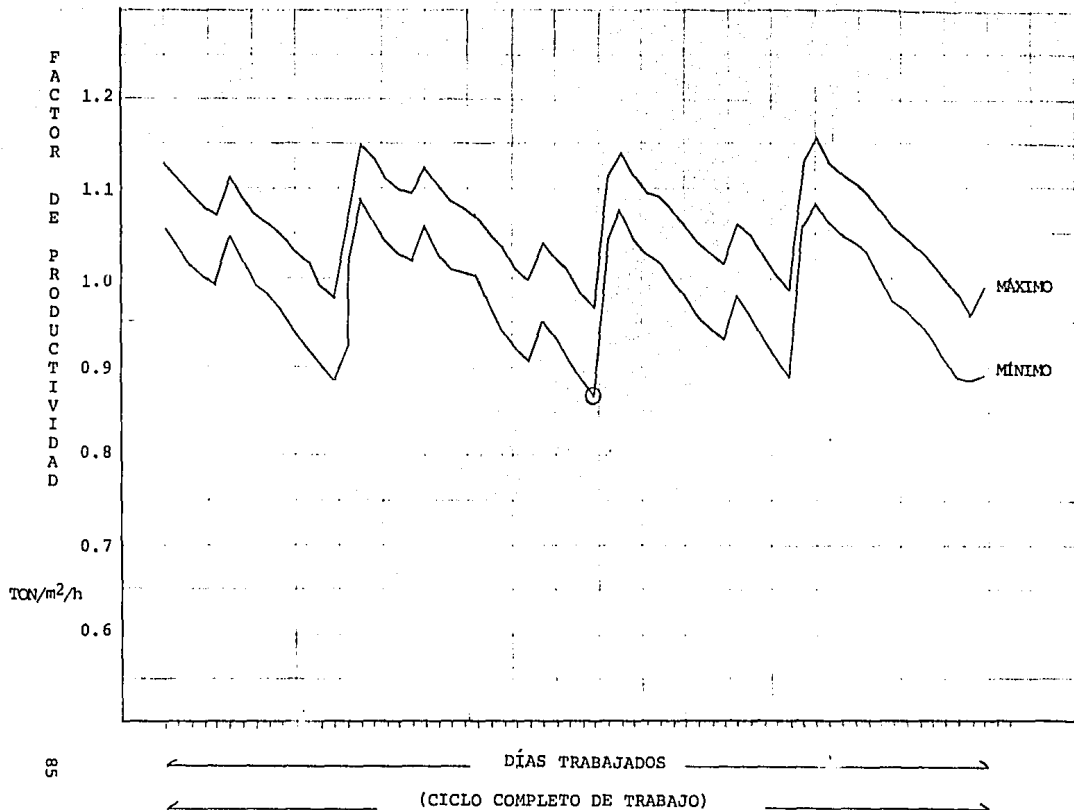


FIGURA 3

Para asegurar la productividad que se requiere, en este uso, utilizaremos el factor más bajo, ésto es 0.8690 Ton/m²-h.

La velocidad de producción que se requiere, es de 227.6 Ton/Hr., por lo que necesitaremos, la siguiente área filtrante:

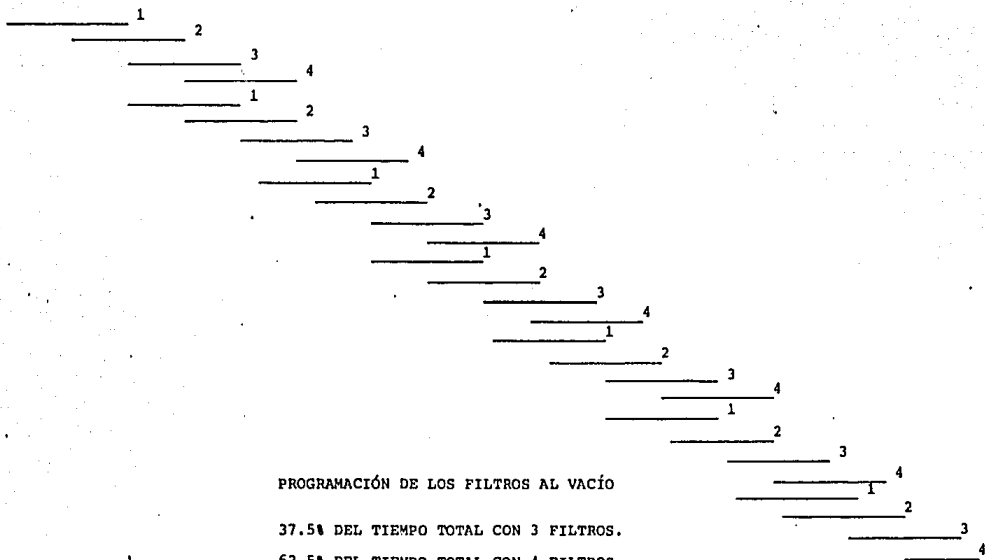
$$\text{ÁREA FILTRANTE: } \frac{227.6 \text{ TPH}}{0.869 \frac{\text{TON}}{\text{m}^2\text{-h}}} = 261.91 \text{ m}^2$$

El área que tiene cada filtro de los actuales es de: 63.43 m² por lo que necesitaremos:

$$\frac{261.91 \text{ m}^2}{63.43 \text{ m}^2/\text{Filtro}} = 4.129 \quad 5.$$

NÚMERO DE FILTROS: 5 (Siempre en operación)

Para bajar la humedad del concentrado de 9.0 a 8.5% se requerirá en este caso tener el equivalente a 5 filtros operando, por lo que se recomienda instalar un quinto filtro de mayor tamaño (120 m² de área de filtrado) y a otro de las actuales incrementarle al mismo valor de área de filtrado.



PROGRAMACIÓN DE LOS FILTROS AL VACÍO

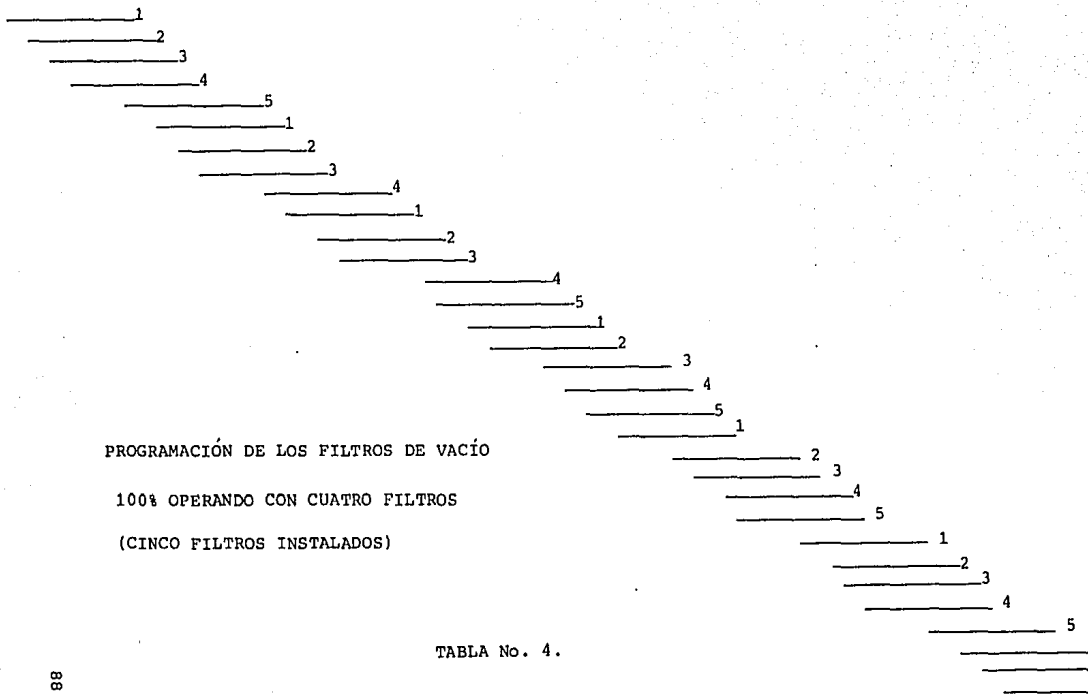
37.5% DEL TIEMPO TOTAL CON 3 FILTROS.

62.5% DEL TIEMPO TOTAL CON 4 FILTROS.

(CUATRO FUERON INSTALADOS)

(CINCO DÍAS PARA MANTENIMIENTO)

FIG. 1.



CAPACIDAD DE BOMBAS DE VACÍO

Un valor estandar para el volumen necesario a mover de los fil
tros, es de $10.0 \text{ Ft}^3/\text{min}-\text{Ft}^2$

El área de cada filtro es de 63.43 m^2 (682.75 Ft^2)

El volumen que desplazan las bombas de vacio instaladas, es de
 $10,004.0 \text{ Ft}^3/\text{min}$ ($17,000 \text{ m}^3/\text{h}$) por lo que:

FILTROS OPERANDO

Número (#)	Area total (Ft^2)	Vol.total req. (Ft^3/min)	Vol/Bomba (Ft^3/min)	Bomba Op. (#)	Vol. aire disp. (Ft^3/min)
1	682.75	6827.5	10,004.0	1	10,004.0
2	1365.50	13655.0	10,004.0	2	20,008.0
3	2048.25	20482.50	10,004.0	2	20,008.0
4	2731.00	27310.00	10,004.0	3	30,012.0
5	3413.75	34137.5	10,004.0	3	30,012.0

Para la operación de cuatro o cinco filtros se requiere la ope
ración de 3 bombas de vacío. Por esta razón se requiere insta
lar otra bomba de vacío.

CAPACIDAD DE LOS COMPRESORES.

El valor estandar para el volumen de aire comprimido necesario para desprender la torta formada en los filtros de vacio, es de: $0.5 \text{ Ft}^3/\text{min-Ft}^2$ a 40 psi.

El área total de filtrado para cada filtro es de 682.75 Ft^2 (63.43 m^2)

Actualmente se tienen instalados dos compresores, los cuales son capaces de producir $1500 \text{ m}^3/\text{h}$ ($882.75 \text{ Ft}^3/\text{min}$), por lo que:

FILTROS OPERANDO:

Número (#)	Area total (Ft^2)	Vol. total req. (Ft^3/min)	Vol./Compresor (Ft^3/min)	Compresores Op. (#)	Vol. aire disp. (Ft^3/min)
1	682.75	341.38	882.75	1	882.75
2	1365.50	682.75	882.75	1	882.75
3	2048.25	1024.13	882.75	2	1765.50
4	2731.00	1365.50	882.75	2	1765.50
5	3413.75	1706.88	882.75	2	1765.50

Para la operación de cuatro o cinco filtros de vacio, se requiere que operen 2 compresores para que suministren el aire comprimido necesario para el desprendimiento de la torta filtrada.

De acuerdo a lo anterior se requiere instalar otro compresor que asegure la disponibilidad de dos compresores operando.

OBJETIVO: Analizar la capacidad de la bomba y del motor necesarias para mover el flujo de pulpa o agua de proceso necesario de acuerdo a la capacidad de producción de 1800.000 toneladas por año.

CONCLUSIONES:

- Bombas AV 4/5

Localización: Descarga del molino primario (AV-3).

Función: Envío de pulpa del molino al distribuidor de los concentradores magnéticos primarios (AV-103) FIG-A

Datos: Actualmente se encuentra instalada una bomba Denver tipo 8" X6" SRL-C*, con un motor acoplado de 75 Hp. FIG-J

Requerimientos: Para el manejo del volumen requerido se debe instalar una bomba Denver tipo 10" X 8" SRL-C*, que opere a 750 rpm y demande un consumo de energía de 65 Hp. aproximadamente (Ver gráfica para bombas 10" X 8" y tabla 1) FIG-K

Nota: El motor es el mismo que está instalado.

La razón del cambio de bombas es debido a que la actual bomba queda fuera de la capacidad requerida. (Ver gráfica para bombas 8" X 6" SRL-C*)

● Bomba AV-12

Localización: Descarga del molino de bolas AV-8.

Función: Envío de pulpa hacia los hidrociclones de la batería AV-108. FIG-B

Datos: Actualmente se encuentra instalada una bomba Denver tipo 10" X 8" SRL-C*, operando a 960 rpm, con un motor acoplado de 250 Hp. FIG-K

Requerimientos: Para el manejo del volumen requerido se debe instalar una bomba tipo 12" X 10" SRL-C*, que operará a 800 rpm. (Ver gráfica para bomba tipo 12" X 10" SRL-C*). El motor será el mismo que se encuentra instalado actualmente (250 Hp). FIG-L

La razón del cambio es que la actual bomba instalada (Denver tipo 10" X 8" SRL-C*) no da el gasto requerido (Ver gráfica para bomba 10" X 8").

● Bomba AV-13.

Localización: Descarga del molino de bolas AV-9.

Función: Envío de pulpa hacia los hidrociclones de la batería AV-109. FIG-C

Datos: Actualmente se encuentra instalada una

bomba Denver tipo 10" X 8" SRL-C*, operando a 960 rpm con un motor acoplado de 200 HP. FIG-K

Requerimientos: Para el manejo del volumen requerido se debe instalar una bomba tipo 12" X 10" SRL-C*, que operará a 780 rpm (Ver gráfica para bomba 12" X 10" SRL-C*). El motor que deberá instalarse será de 250 HP. La razón del cambio es que la actual bomba instalada no da el gasto requerido (Ver gráfica para bomba 10" X 8") FIG-L

- Bomba AV-15/16

Localización: Descarga del tanque espesador de concentrados.

Función: Envío de pulpa hacia el tanque agitador AV-112. FIG-D

Datos: Actualmente se encuentran instaladas bombas Denver del tipo 8" X 6" SRL-C*, con motor acoplado 90 Hp. c/u. FIG-I
Los motores son de velocidad variable.

Requerimientos: Esas mismas bombas y motores pueden manejar el gasto requerido. (Ver gráfica para las bombas Denver tipo 8" X 6" SRL-C*). FIG-J

- Bombas AV-18/19

Localización: Descarga del tanque agitador AV-112.

Función: Envío de la pulpa hacia el distribuidor de los filtros de vacío. FIG-E

Datos: Actualmente se encuentran instaladas bombas Denver del tipo 8" X6" SRL-C*, con motor acoplado de 60 Hp. (AV-18) y 75 Hp. (AV-19)

Requerimientos: Las actuales bombas pueden manejar el gasto requerido, únicamente se debe instalar un motor de 75 Hp. para la bomba AV-18. FIG-J
Las bombas deben operar a 910 rpm.

● Bombas AV-49/50.

Localización: Descarga del tanque AV-130.

Función: Suministro del agua de proceso. FIGS F/J

Datos: Actualmente se encuentran instaladas dos bombas Byron-Jackson 10" M tipo S, que operan a 1160 rpm con motor de 100 Hp.

Requerimientos: Las bombas dan la capacidad adecuada, únicamente será necesario igualar los gastos de ambas bombas ya que son de caracterís
ticas similares. FIG-M

BOMBAS DE PROCESO

EQUIPO PROCESO	DIÁMETRO INTERIOR TUBERÍA	CARGA VOLUMÉ- TRICO	DENSIDAD DE LA PULPA	ÁREA DE FLUJO X 10 ²	VELOC. DEL FLUIDO	NÚMERO DE REYNOLDS X 10 ⁻³	FACTOR DE FRICCIÓN	LONGITUD TOTAL TUBERÍA	PÉRDIDAS POR FRICCIÓN	DIFERENCIA DE NIVEL	CARGA HIDROST. TOTAL	EFICIENCIA DE LA BOMBA	POTENCIA NECESARIA MOTOR
BOMBA N°	m	m ³ /s	kg/m ³	m ²	m/s	No.	f	m	m	m	m	%	Hp.
AV-4/5	0.14633	0.08983	1.650	1.682	5.341	8.78230	0.01737	40.95	11.66	12.30	23.96	75.00	63.13
AV-12	0.19368	0.17542	1.540	2.946	5.954	12.9573	0.01686	4.30	1.04	15.10	42.52	70.00	218.8
	0.28895			6.557	2.675	8.6851	0.01738	97.15	3.28				
AV-13	0.19368	0.17542	1.540	2.946	5.954	12.9573	0.01686	3.86	0.94	15.22	41.94	70.00	215.8
	0.28895			6.557	2.675	8.6851	0.01738	79.36	2.68				
AV-15/16	0.19368	0.06289	1.800	2.246	2.135	4.6453	0.01840	81.85	3.25	10.36	13.61	73.00	28.1
AV-18/19	0.19368	0.06289	1.800	2.946	2.135	4.6453	0.01840	63.40	2.52	22.40	24.92	73.00	51.5
AV-49	0.28895	0.16589	1.000	6.557	2.5298	8.2133	0.01746	130.0	2.56	20.90	23.46	70.00	74.1
AV-50	0.28895	0.13581	1.000	6.557	2.0711	6.7240	0.01777	130.0	1.75	20.90	22.65	70.00	58.6
AV-7/8/9	0.28895	0.13991	1.000	6.557	2.1336	6.92685	0.01772	124.6	1.77	19.00	20.77	70.00	55.35
AV-9.1	0.19368	0.04550	1.000	2.946	1.5444	3.36083	0.01904	98.70	1.18	13.00	29.18	70.00	25.30

CÁLCULO DE LAS CARACTERÍSTICAS DE LAS BOMBAS DE PROCESO

Datos generales:

Se considerarán las capacidades máximas que puedan llegar a manejar estas bombas, de acuerdo a las dos situaciones que se presentan para el proyecto 1800; ésto es, con la adición de PBT, molido a 90%-325m, o sin esta adición (Ver diagramas de flujo propuestos fig. 1 y 2 y figuras para cada bomba)

Los datos generales se encuentran en la tabla adjunta.

CÁLCULOS:

Quando se maneje pulpa se utilizará el método de Durand's y cuando solo sea agua, se utilizará el método tradicional de Bernoulli.

Las ecuaciones son las siguientes:

$$P = \frac{Q \times \rho P \times h}{75 \times E_f}$$

$$H_r = \Delta Z + \Delta P + H_f$$

$$H_f = f \frac{L}{D} \frac{v^2}{2g} \left(\frac{\rho P}{\rho \lambda} \right)$$

$$f = 0.014 + 1.056 \text{ Re}^{-0.42}$$

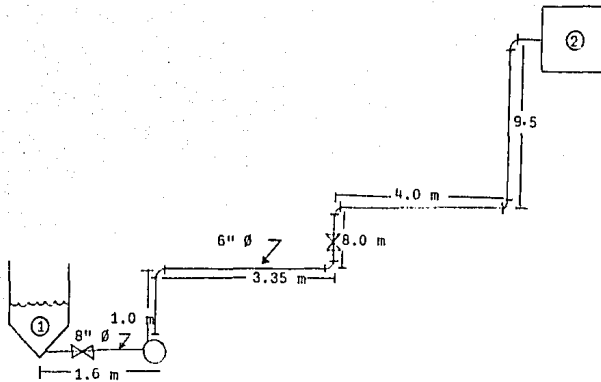
$$Re = u \rho_p D/\mu$$

DONDE:

P	=	Potencia necesaria para la bomba	=	Hp-h
Q	=	Gasto volumétrico que manejará la bomba.	=	m ³ /h
ρ_p	=	Densidad de la pulpa bombeada	=	kg/m ³
Hr	=	Carga hidrostática total	=	M pulpa
Ef	=	Eficiencia de la bomba	=	Fracción
ΔZ	=	Diferencia de nivel	=	M pulpa
ΔP	=	Diferencia de presión	=	M pulpa
Hf	=	Pérdidas por fricción	=	M pulpa
f	=	Coefficiente de fricción	=	
L	=	Longitud total de tubería	=	m
D	=	Diámetro interior de la tubería	=	m
u	=	Velocidad del fluido en la tubería	=	m/s
g	=	Aceleración de la gravedad	=	m/s ²
ρ_A	=	Densidad del agua	=	kg/m ³
Re	=	Número de Reynolds	=	
ν	=	Viscosidad del agua	=	kg/m-s

MOLINO DE BARRAS

Bomba AV-4 y AV-5



BOMBAS: 8 X 6 Denver SRL-C* (Actual AG-80)

MOTOR: General Electric SK362 ER402, 60 Hp. 1175 rpm.

TUBERÍA: Longitud: 21.25 m. (física) + 3.5 x 5 + 1.1 - 2 = 40.95 m.

5 codos a 90°, 2 válvulas de compuerta.

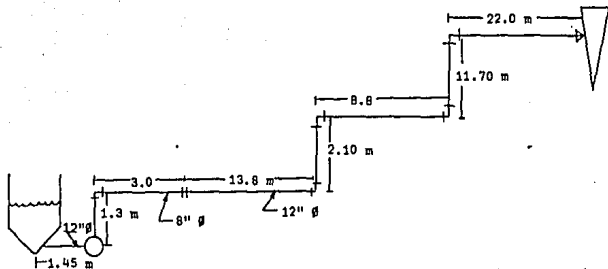
AZ: 12.3 m.

ϕ : 6 pulg. céd. 30.

FIG - A

MOLINO DE BOLAS AV-8

BOMBA AV-12



BOMBAS: Denver 10 X 8" SRL-C* (Actual AG-80)

MOTOR: General Electric 200 Hp.

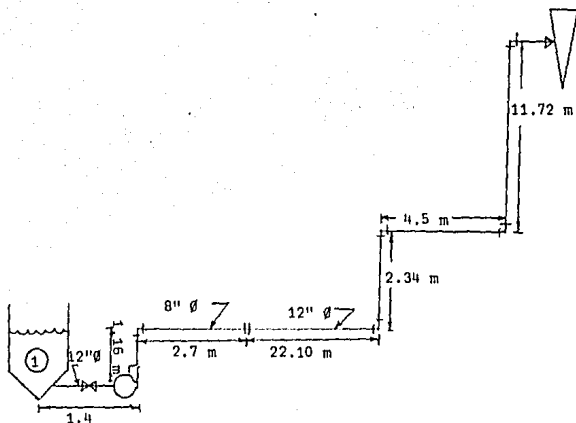
TUBERÍA: Longitud: $4.3 \text{ m. } \phi_{8"} + 59.85 \text{ m. } \phi_{12"} + 6.1 \times 5 + 6.8 = 11.45 \text{ m.}$
 Ced. 80 Ced. 80 5 codos a 90°+1 ensanch.

AZ: 15.10

FIG - B

MOLINO DE BOLAS AV-9

BOMBA AV-13



BOMBAS: Denver 10 x 8" SRL-C* (Actual AG-80)

MOTOR: General Electric 200 Hp.

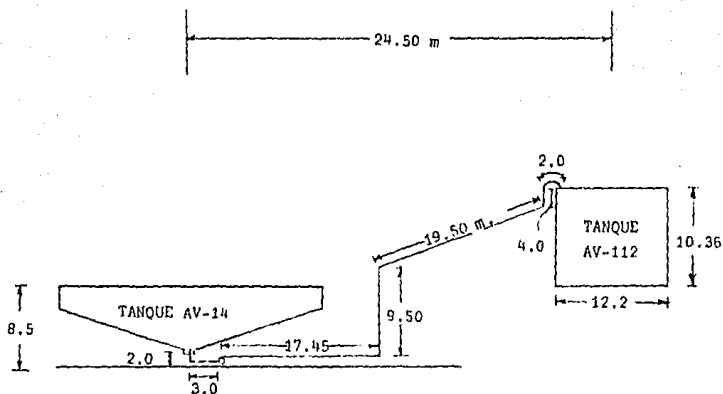
TUBERÍA: Longitud: $3.86 \text{ m}\phi + 42.06 \text{ m.} + 6.1 \times 5 + 6.8 = 83.22$

5 codos a 90°+ 1 ensanch.

AZ: 15.22 m.

FIG - C

CONDUCCIÓN DE PULPA DEL TANQUE ESPESADOR DE
CONCENTRADOS AV-14 AL TANQUE AGITADOR AV-112.



BOMBAS: AV-15/16 VELOC. VAR. (DENVER 8 X 6" SRL-C*) (AG-80)

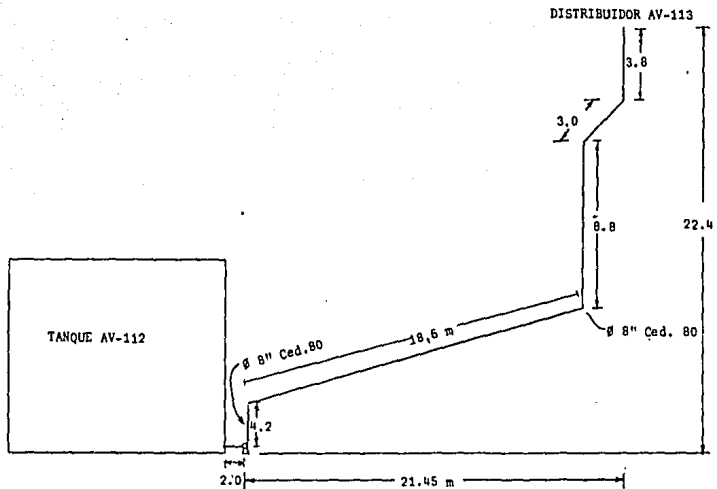
MOTOR:

TUBERÍA: 8 pulg. ϕ nominal CED. 80.

Longitud: 61.45 m. (física) + 4.5 X 3 + 1.2 X 2 + 4.5 = 81.85 m,
AZ: 10.36 m.
3 codos a 90°C, 2 codos a 45°, 1 codo
gran corvatura.

FIG-D

CONDUCCIÓN DE PULPA DEL TANQUE AV-112
AL DISTRIBUIDOR DE PULPA A LOS FILTROS DE VACÍO



BOMBAS: AV-18/19. (Denver 3 X 6 SRL-C*) (Actuales AG-80)

MOTOR: 60 Hp. (Siemens Clase B, 1175 rpm, 50/60 c/ciclos)

TUBERÍA: 8 pulgadas, ϕ nominal cédula 80.

Longitud: 58.4 m. (física) + 1.2 X 4 = 63.4 m.

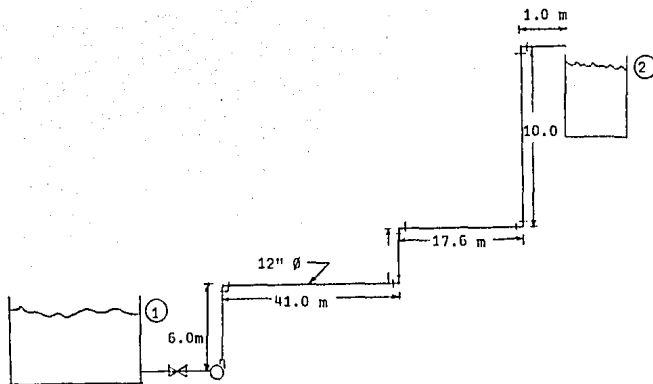
AZ: 22.4 m.

FIG - E

102

AGUA DE PROCESO

BOMBA 4V-49



BOMBA: Byron Jackson (Actual AG-80) 10 X 10"

MOTOR: Siemens, mod. 10M 90Hp, 1175 rpm.

TUBERÍA: $80.5\text{ m } \phi_{12"} + 6.1 \times 5 + 2.7 \times 2 + 6.8 \times 2 = 130.0\text{ m}$

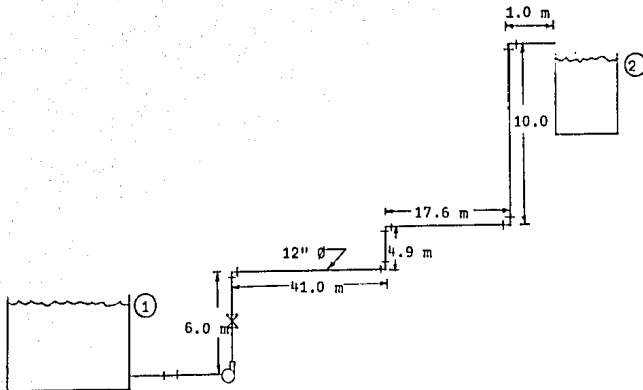
5 codos a 90° + 2 válvulas + 2 ensanch.

Fluido = Agua de proceso

166 l/s (Medición hecha el
8 de Diciembre de 1976)

AGUA DE PROCESO

BOMBA AV-50



Fluido = agua de proceso

BOMBA: Byron Jackson. (Actual AG-80) 136 l/s (Medición hecha
10 X 10" el 8 de Diciembre de 1976)

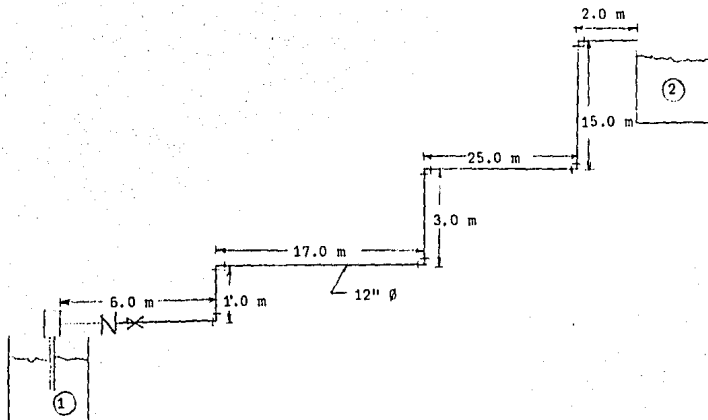
MOTOR: Siemens, Modelo 10M, 90Hp. 1175 rpm.

TUBERÍA: Longitud: 80.5 m. + 6.1 x 5 + R.7 x 2 + 2 x 6.8 = 130.0 m.
5 codos a 90° + 2 válvulas + 2 ensanch.

AZ: 20.9 m.

104

FIG - G



BOMBAS: Peerles Tissa verticales.

MOTOR: = 124.6 M.

TUBERÍA: Longitud: $69 \text{ m. } \phi_{12"} + 6.1 \times 6 + 2.7 \times 2 + 6.8 \times 2$
 + 6 codos a 90° + 2 válvulas + 2 m.

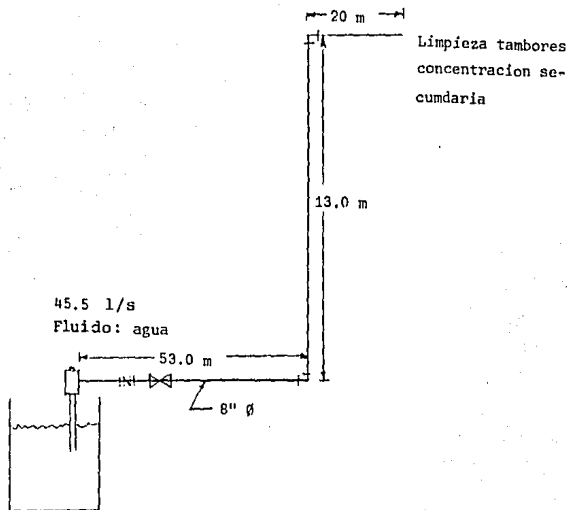
AZ: 19.0 m.

Flujo = 140 l/s (según medición real hecha en Diciembre 8 de 1976)

Fluido = agua de proceso

AGUA DE PROCESO

BOMBA BV-9.1



BOMBA: Peerless Tissa vertical.

MOTOR: US de México diseño B, 25 Hp., 1800 rpm.

TUBERÍA: Longitud: $86 \text{ m} \phi 8''$ + $3.5 \times 3 + 1.1 \times 2 = 98.7 \text{ m}$.
+ 3 codos a 90° + 2 válvulas.

AZ: 13.0 m.

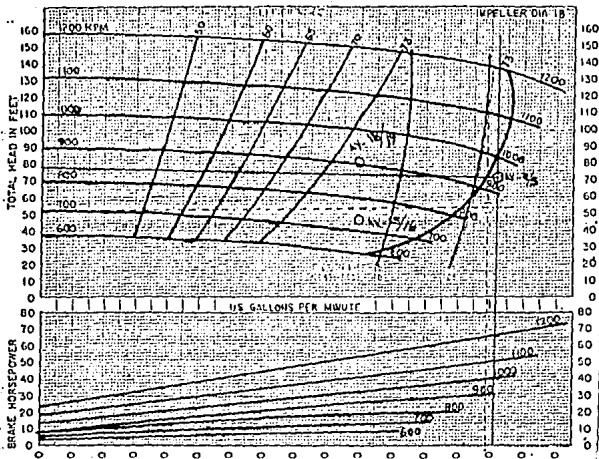


8" x 6" SRI-C* Pump Curves

CURVES SHOW APPROXIMATE CHARACTERISTICS WHEN PUMPING CLEAR WATER

Note: Figure Total Dynamic Head as 5% Above Actual Requirements

*Self rubber lined—steel impeller

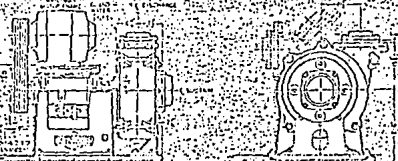


For Actual BHP Requirements multiply reading by specific gravity of pulp

MAX. SPHERE SIZE 1 3/4"

GENERAL ARRANGEMENT AND DIMENSIONS

Discharge Size — and Type	Capacity — GPM	Shaft — Diameter — in. Dia.	Price — \$
1 1/2" S1	15-35	3/8"	375
1 1/2" S1	15-35	3/8"	300
2" S1	30-175	1/2"	515
2" S1	30-175	1/2"	350
2 1/2" S1	300-800	3/4"	1015
2 1/2" S1	300-800	3/4"	750
3" S1	300-1100	1"	1315
3" S1	300-1100	1"	985
3 1/2" S1	300-1300	1 1/8"	1585
3 1/2" S1	300-1300	1 1/8"	1185
4" S1	300-1500	1 1/4"	2005
4" S1	300-1500	1 1/4"	1485
4 1/2" S1	300-1700	1 3/8"	2405
4 1/2" S1	300-1700	1 3/8"	1785
5" S1	300-1900	1 1/2"	2805
5" S1	300-1900	1 1/2"	2085
5 1/2" S1	300-2100	1 3/4"	3205
5 1/2" S1	300-2100	1 3/4"	2385
6" S1	300-2300	2"	3605
6" S1	300-2300	2"	2685



JOY Manufacturing Company

Manufacturers of Mineral and Chemical Processing Equipment

JOY Manufacturing Company
 400 Broadway, Box 5768
 Denver, Colorado 80217
 Telephone (Area Code 303) 244-4666



JOY MANUFACTURING COMPANY'S
 DENVER EQUIPMENT DIVISION
 400 Broadway, Box 5768
 Denver, Colorado 80217



Telephone (Area Code 303) 244-4666

FIG. J

DENVER SRC PUMP

*Soft Rubber Lined

SIZE: 12 X 10 X 25
 FRAME: FIVE
 IMPELLER: AC 2500
 MAXIMUM SOLIDS: 4" DIA.
 EYE AREA:
 DATE: DEC. 25, 1974

PUMP PERFORMANCE CURVE

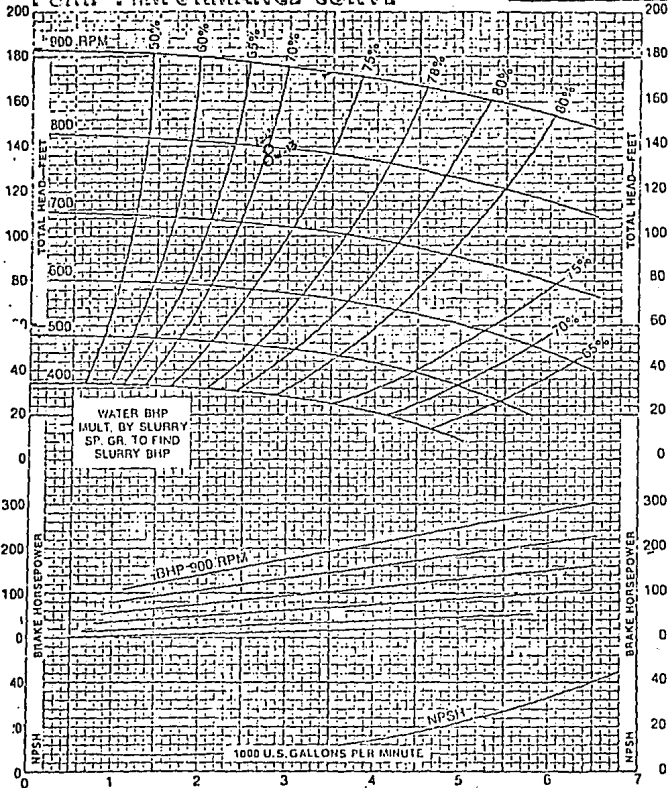


FIG. 1

BOMBAS AV-49/50

BYRON JACKSON DIVISION

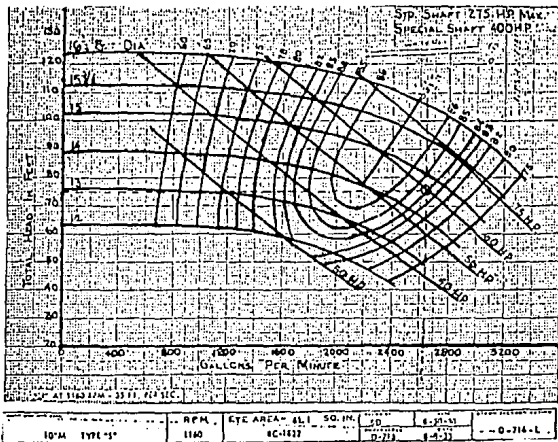


FIG. M



ESPECIFICACIONES DE TUBERÍA DE ACERO

Cédula	Diámetro Ext.		Diámetro Int.		Espesor		Peso KG. X MT.		
	Pulg.	m/m	Pulg.	m/m	Pulg.	m/m			
6"	40	6.625"	168.28	6.065"	154.05	0.280"	7.11	78.230	
	80	6.625"	168.28	5.761"	146.33	0.432"	10.97	42.517	
	120	6.625"	168.28	5.501"	139.13	0.502"	14.27	54.514	
	160	6.625"	168.28	5.189"	131.80	0.718"	18.24	67.414	
	XXS		6.625"	168.28	4.837"	124.38	0.864"	21.95	79.102
		8"	20	8.625"	219.08	8.125"	206.38	0.250"	6.25
30	8.625"		219.08	8.071"	205.60	0.271"	7.04	36.758	
40	8.625"		219.08	7.981"	202.72	0.272"	8.18	38.072	
60	8.625"		219.08	7.832"	198.45	0.406"	10.31	53.028	
80	8.625"		219.08	7.625"	193.68	0.500"	12.70	64.531	
100	8.625"		219.08	7.438"	188.95	0.593"	15.06	75.703	
120	8.625"		219.08	7.189"	182.60	0.718"	18.24	90.227	
140	8.625"		219.08	7.001"	177.83	0.812"	20.62	100.838	
160	8.625"		219.08	6.813"	173.05	0.906"	23.01	111.151	
XXS			8.625"	219.08	6.675"	174.63	0.875"	22.23	107.761
	10"		20	10.750"	273.05	10.250"	260.35	0.250"	6.25
30		10.750"	273.05	10.126"	257.45	0.207"	7.80	50.955	
40		10.750"	273.05	10.020"	254.51	0.245"	8.27	60.241	
60		10.750"	273.05	9.750"	247.65	0.500"	12.70	81.462	
80		10.750"	273.05	9.564"	242.93	0.593"	15.06	95.173	
100		10.750"	273.05	9.314"	236.58	0.718"	18.24	114.424	
120		10.750"	273.05	9.064"	230.23	0.843"	21.41	132.744	
12"	20	12.750"	323.85	12.250"	311.15	0.250"	6.25	49.875	
	30	12.750"	323.85	12.090"	307.03	0.330"	8.28	65.133	
	40	12.750"	323.85	11.933"	303.23	0.406"	10.31	79.661	
	60	12.750"	323.85	11.626"	295.70	0.562"	14.27	105.874	
	80	12.750"	323.85	11.376"	288.95	0.687"	17.45	131.317	
	100	12.750"	323.85	11.064"	281.03	0.843"	21.41	158.523	
	120	12.750"	323.85	10.750"	273.15	1.000"	25.40	186.749	
14"	20	14.750"	373.85	14.250"	361.00	0.250"	6.25	60.875	
	30	14.750"	373.85	14.090"	357.03	0.330"	8.28	76.133	
	40	14.750"	373.85	13.933"	353.23	0.406"	10.31	90.661	
	60	14.750"	373.85	13.626"	345.70	0.562"	14.27	116.874	
	80	14.750"	373.85	13.376"	338.95	0.687"	17.45	142.317	
	100	14.750"	373.85	13.064"	331.03	0.843"	21.41	169.523	
	120	14.750"	373.85	12.750"	323.15	1.000"	25.40	197.749	
16"	20	16.750"	423.85	16.250"	411.15	0.250"	6.25	72.875	
	30	16.750"	423.85	16.090"	407.03	0.330"	8.28	88.133	
	40	16.750"	423.85	15.933"	403.23	0.406"	10.31	102.661	
	60	16.750"	423.85	15.626"	395.70	0.562"	14.27	128.874	
	80	16.750"	423.85	15.376"	388.95	0.687"	17.45	154.317	
	100	16.750"	423.85	15.064"	381.03	0.843"	21.41	181.523	
	120	16.750"	423.85	14.750"	373.15	1.000"	25.40	209.749	
18"	20	18.750"	473.85	18.250"	461.15	0.250"	6.25	84.875	
	30	18.750"	473.85	18.090"	457.03	0.330"	8.28	100.133	
	40	18.750"	473.85	17.933"	453.23	0.406"	10.31	114.661	
	60	18.750"	473.85	17.626"	445.70	0.562"	14.27	140.874	
	80	18.750"	473.85	17.376"	438.95	0.687"	17.45	166.317	
	100	18.750"	473.85	17.064"	431.03	0.843"	21.41	193.523	
	120	18.750"	473.85	16.750"	423.15	1.000"	25.40	221.749	
20"	20	20.750"	523.85	20.250"	511.15	0.250"	6.25	96.875	
	30	20.750"	523.85	20.090"	507.03	0.330"	8.28	112.133	
	40	20.750"	523.85	19.933"	503.23	0.406"	10.31	126.661	
	60	20.750"	523.85	19.626"	495.70	0.562"	14.27	152.874	
	80	20.750"	523.85	19.376"	488.95	0.687"	17.45	178.317	
	100	20.750"	523.85	19.064"	481.03	0.843"	21.41	205.523	
	120	20.750"	523.85	18.750"	473.15	1.000"	25.40	233.749	
24"	20	24.750"	623.85	24.250"	611.15	0.250"	6.25	118.875	
	30	24.750"	623.85	24.090"	607.03	0.330"	8.28	134.133	
	40	24.750"	623.85	23.933"	603.23	0.406"	10.31	148.661	
	60	24.750"	623.85	23.626"	595.70	0.562"	14.27	174.874	
	80	24.750"	623.85	23.376"	588.95	0.687"	17.45	200.317	
	100	24.750"	623.85	23.064"	581.03	0.843"	21.41	227.523	
	120	24.750"	623.85	22.750"	573.15	1.000"	25.40	255.749	
30"	20	30.750"	773.85	30.250"	761.15	0.250"	6.25	140.875	
	30	30.750"	773.85	30.090"	757.03	0.330"	8.28	156.133	
	40	30.750"	773.85	29.933"	753.23	0.406"	10.31	170.661	
	60	30.750"	773.85	29.626"	745.70	0.562"	14.27	196.874	
	80	30.750"	773.85	29.376"	738.95	0.687"	17.45	222.317	
	100	30.750"	773.85	29.064"	731.03	0.843"	21.41	249.523	
	120	30.750"	773.85	28.750"	723.15	1.000"	25.40	277.749	
36"	20	36.750"	923.85	36.250"	911.15	0.250"	6.25	162.875	
	30	36.750"	923.85	36.090"	907.03	0.330"	8.28	178.133	
	40	36.750"	923.85	35.933"	903.23	0.406"	10.31	192.661	
	60	36.750"	923.85	35.626"	895.70	0.562"	14.27	218.874	
	80	36.750"	923.85	35.376"	888.95	0.687"	17.45	244.317	
	100	36.750"	923.85	35.064"	881.03	0.843"	21.41	271.523	
	120	36.750"	923.85	34.750"	873.15	1.000"	25.40	299.749	
42"	20	42.750"	1073.85	42.250"	1061.15	0.250"	6.25	184.875	
	30	42.750"	1073.85	42.090"	1057.03	0.330"	8.28	200.133	
	40	42.750"	1073.85	41.933"	1053.23	0.406"	10.31	214.661	
	60	42.750"	1073.85	41.626"	1045.70	0.562"	14.27	240.874	
	80	42.750"	1073.85	41.376"	1038.95	0.687"	17.45	266.317	
	100	42.750"	1073.85	41.064"	1031.03	0.843"	21.41	293.523	
	120	42.750"	1073.85	40.750"	1023.15	1.000"	25.40	321.749	
48"	20	48.750"	1223.85	48.250"	1211.15	0.250"	6.25	206.875	
	30	48.750"	1223.85	48.090"	1207.03	0.330"	8.28	222.133	
	40	48.750"	1223.85	47.933"	1203.23	0.406"	10.31	236.661	
	60	48.750"	1223.85	47.626"	1195.70	0.562"	14.27	262.874	
	80	48.750"	1223.85	47.376"	1188.95	0.687"	17.45	288.317	
	100	48.750"	1223.85	47.064"	1181.03	0.843"	21.41	315.523	
	120	48.750"	1223.85	46.750"	1173.15	1.000"	25.40	343.749	
60"	20	60.750"	1523.85	60.250"	1511.15	0.250"	6.25	268.875	
	30	60.750"	1523.85	60.090"	1507.03	0.330"	8.28	284.133	
	40	60.750"	1523.85	59.933"	1503.23	0.406"	10.31	298.661	
	60	60.750"	1523.85	59.626"	1495.70	0.562"	14.27	324.874	
	80	60.750"	1523.85	59.376"	1488.95	0.687"	17.45	350.317	
	100	60.750"	1523.85	59.064"	1481.03	0.843"	21.41	377.523	
	120	60.750"	1523.85	58.750"	1473.15	1.000"	25.40	405.749	
72"	20	72.750"	1823.85	72.250"	1811.15	0.250"	6.25	330.875	
	30	72.750"	1823.85	72.090"	1807.03	0.330"	8.28	346.133	
	40	72.750"	1823.85	71.933"	1803.23	0.406"	10.31	360.661	
	60	72.750"	1823.85	71.626"	1795.70	0.562"	14.27	386.874	
	80	72.750"	1823.85	71.376"	1788.95	0.687"	17.45	412.317	
	100	72.750"	1823.85	71.064"	1781.03	0.843"	21.41	439.523	
	120	72.750"	1823.85	70.750"	1773.15	1.000"	25.40	467.749	
84"	20	84.750"	2123.85	84.250"	2111.15	0.250"	6.25	392.875	
	30	84.750"	2123.85	84.090"	2107.03	0.330"	8.28	408.133	
	40	84.750"	2123.85	83.933"	2103.23	0.406"	10.31	422.661	
	60	84.750"	2123.85	83.626"	2095.70	0.562"	14.27	448.874	
	80	84.750"	2123.85	83.376"	2088.95	0.687"	17.45	474.317	
	100	84.750"	2123.85	83.064"	2081.03	0.843"	21.41	501.523	
	120	84.750"	2123.85	82.750"	2073.15	1.000"	25.40	529.749	
96"	20	96.750"	2423.85	96.250"	2411.15	0.250"	6.25	454.875	
	30	96.750"	2423.85	96.090"	2407.03	0.330"	8.28	470.133	
	40	96.750"	2423.85	95.933"	2403.23	0.406"	10.31	484.661	
	60	96.750"	2423.85	95.626"	2395.70	0.562"	14.27	510.874	
	80	96.750"	2423.85	95.376"	2388.95	0.687"	17.45	536.317	
	100	96.750"	2423.85	95.064"	2381.03	0.843"	21.41	563.523	
	120	96.750"	2423.85	94.750"	2373.15	1.000"	25.40	59	

CÁLCULO DE LAS DIMENSIONES DEL TANQUE ESPESADOR DE COLAS

ANTECEDENTES:

La capacidad de jales máxima que el tanque espesador necesita manejar sería de 358,711 toneladas de jales por año, de acuerdo a esto al diagrama de flujo No. 1, para la producción de 1'800,000 toneladas de pelet por año, a partir de solo mineral triturado.

De acuerdo al diagrama de flujo No. 1 el tanque espesador de colas estaría recibiendo 45.40 TPH de sólidos, en forma de pulpa con una densidad de 1.0154 g/cm^3 con un volumen de $1962.2 \text{ m}^3/\text{h}$

Los jales serán retirados en la parte inferior en forma de pulpa con una densidad de 1.20 g/cm^3

De acuerdo a esto se procedió a hacer pruebas de asentamiento para determinar la velocidad de asentamiento de los jales y así poder determinar las características del tanque, esto es, verificar si el tanque espesador actual (AV-53) es suficiente para manejar dicho volumen.

Los datos de dichas pruebas los podemos observar en las gráficas 1 & 2 anexas.

CÁLCULO DE LA PROFUNDIDAD REQUERIDA PARA EL TANQUE

El valor para la profundidad del tanque lo tomaremos de la siguiente fórmula:

$$D = \frac{4 T (\delta - \rho)}{3 A (\rho' - \rho)}$$

Donde:

D = Altura requerida para la zona de compactación	= Ft
T = Tiempo requerido para que la pulpa consolide de F A D	= hr
δ = Gravedad específica de los sólidos en la zona de comprensión	= g/cm ³
ρ' = Densidad promedio de la pulpa en la zona de comprensión	= g/cm ³
ρ = Densidad del líquido dondel el asentamiento tiene lugar	= g/cm ³
A = Area específica del asentamiento	= Ton/Ft-24 h

Para el cálculo de la densidad promedio en la zona de compactación tenemos lo siguiente:

El primer valor para la zona de comprensión está dado en la figura No. 1 y corresponde a 1645 g/l para la concentración de sólidos en el frente que se va asentando.

El valor final para la concentración de sólidos es de 2070.3 g/l, por lo tanto el valor promedio será:

$$\frac{1645 + 2070.3}{2} = 1875.7 \text{ g/l}$$

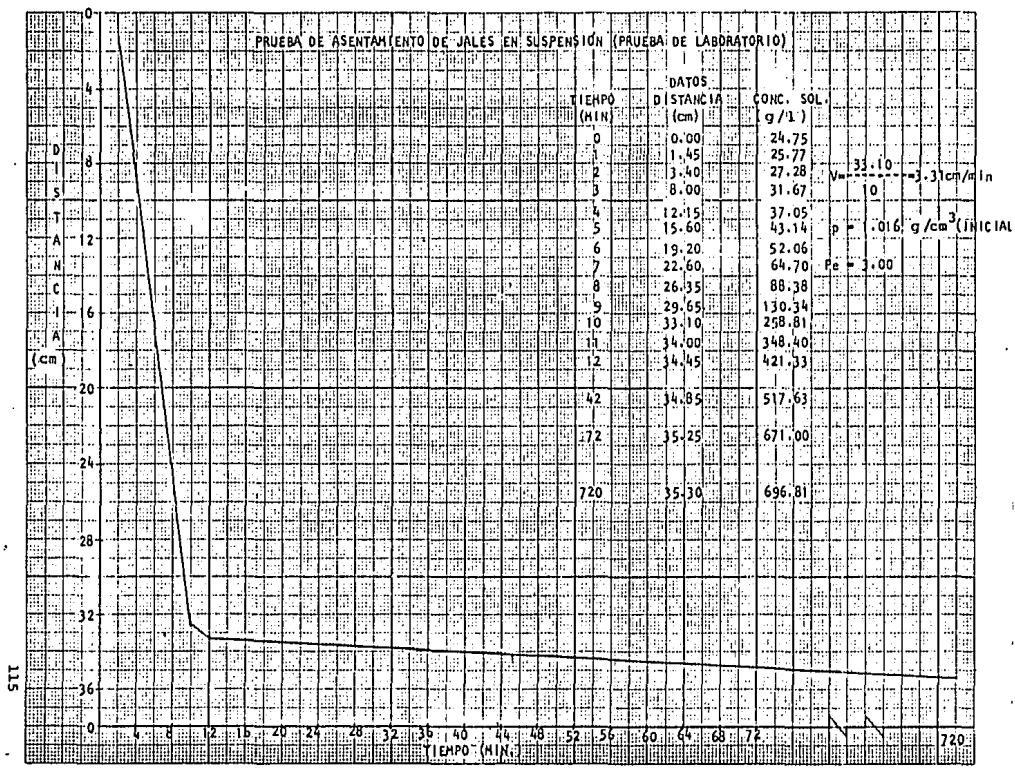


FIG-1

115

CONCENTRACION DE SÓLIDOS EN EL FRENTE DE ASENTAMIENTO DE JALES EN SUSPENSIÓN

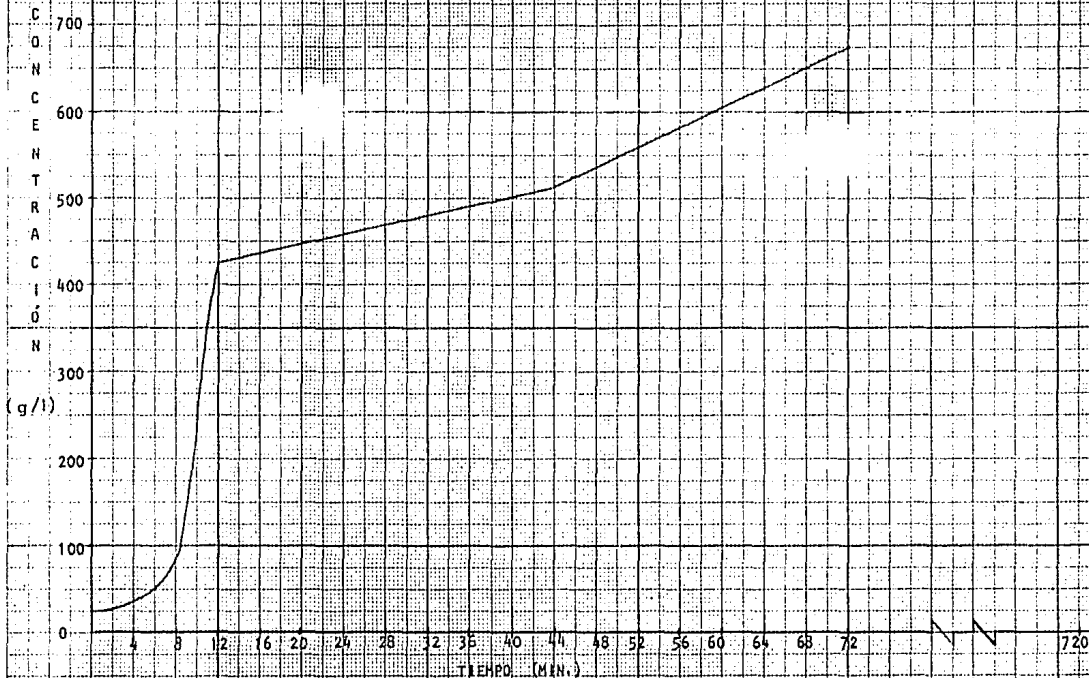


FIG - II

CÁLCULO PARA LAS DIMENSIONES DEL TANQUE

ESPEADOR DE CONCENTRADOS

DATOS GENERALES:

La cantidad máxima del mineral que se alimentará al tanque espesador de concentrados es de 1794, 145.0 toneladas por año (de acuerdo al proyecto 1800, sit. con adición de PBT) para la producción de 1'800,000 toneladas de pelet por año.

El mineral se alimentará al tanque en forma de pulpa, con una densidad de 1.50 g/cm^3 , lo cual nos da un porcentaje de sólidos de 41.88%, representándonos un volumen de pulpa de $2'855,986 \text{ m}^3$ por año.

La disponibilidad que se tiene de esta etapa es del 90% (base anual), la cual nos da:

$$365 \text{ día/año} \times 0.9 = 328.5 \text{ días/año}$$

$$\text{Días trabajados/año} = 328.5$$

$$\text{Tiempo disponible} = 328.5 \times 24$$

$$7884 \text{ horas/año}$$

El volumen de pulpa que estará llegando por año será de:

$$2'855,986 \text{ m}^3 / 7884 \text{ horas} = 362.25 \text{ m}^3/\text{h}$$

La pulpa se retirará de la parte inferior con una densidad de 1.9 g/cm^3 .

Por lo que la densidad promedio en esa zona, será de:

$$\begin{aligned} 1875.7 \text{ g/h} &= \quad \times 1000 \text{ cm}^3 \times \frac{4.9 (\rho - 1)}{(4.9 - 1)} \\ &= 2.493 \text{ g/cm}^3 \end{aligned}$$

La profundidad necesaria será, de:

$$\begin{aligned} D &= \frac{(4) (0.0367) (4.9 - 1)}{3 (0.0596 \times 1.25) (4.9) (1.70 - 1.0)} \\ D &= 0.7806 \text{ ft} \end{aligned}$$

Agregando 2 ft como factor de seguridad

$$\begin{aligned} D &= 2.7806 \text{ ft} \\ \underline{D} &= \underline{0.8475 \text{ m}} \end{aligned}$$

El tanque espesador tiene 1.92 m de profundidad

VELOCIDAD DE ASENTAMIENTO (DE LA GRÁFICA # 1)

$$: \frac{21.4 \text{ cm}}{4 \text{ min}} \times \frac{60 \text{ min/h}}{30.48 \text{ cm/ft}} = 10.5315 \text{ ft/h}$$

$$A = \frac{1.33(1.3878 - 0.6803)}{10.5315 \times 1.50}$$

$$= 0.0596 \text{ Ft}^2/\text{Ton} - 24 \text{ horas.}$$

$$\text{Área total: } 0.0596 \frac{\text{Ft}^2}{24 \text{ h}} \times 227.57 \frac{\text{ton}}{\text{h}} \times 24 \text{ horas}$$

$$: 325 \text{ Ft}^2 \quad 30.241 \text{ m}^2$$

Tomando un factor de seguridad del 25%, tendremos:

$$\text{Área necesaria} = 30.241 \times 1.25$$

$$\text{Área necesaria} = 37.80$$

Diámetro necesario:

$$A = \pi r^2$$

$$r = \sqrt{\frac{A}{\pi}} = \frac{\sqrt{37.80}}{\pi}$$

$$r = 3.47 \text{ m}$$

$$d = 2r$$

$$d = 6.94 \text{ m}$$

El tanque AV-14 tiene un diámetro de 26 m.

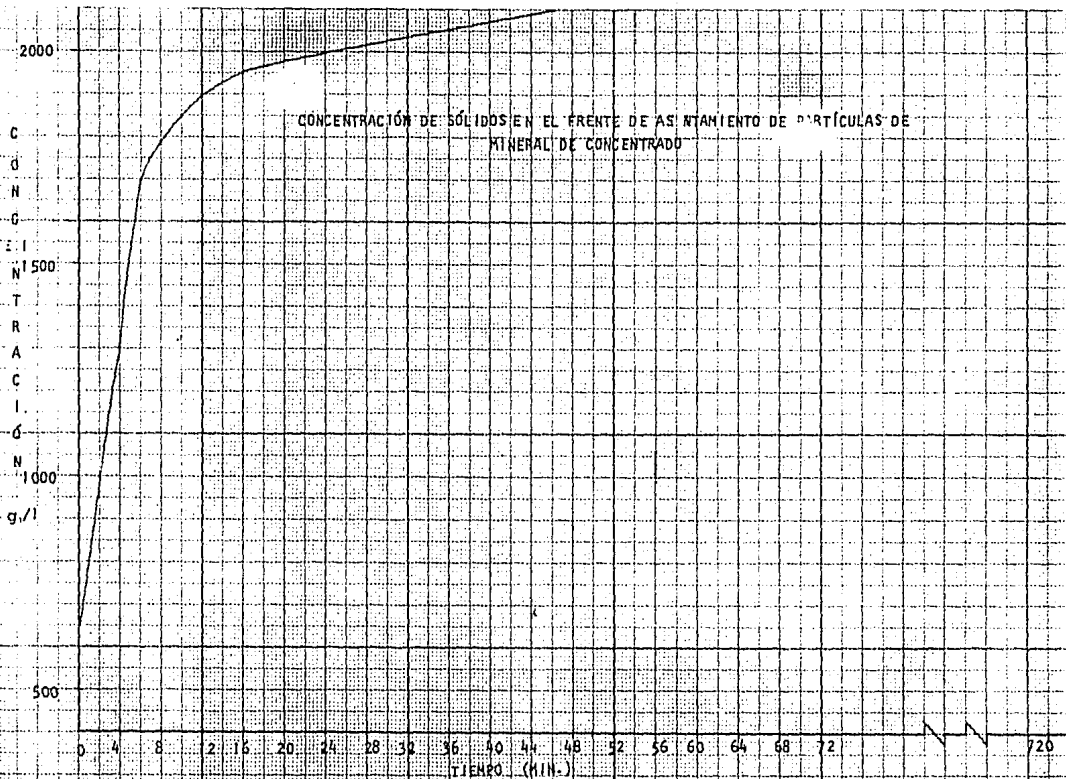


FIG - II

De acuerdo a los datos anteriores se procedió a hacer pruebas de laboratorio para determinar la velocidad de asentamiento de las partículas sólidas, así como también, la concentración de sólidos en el frente que se va asentando.

Los datos obtenidos los podremos observar en las fig. 1 & 2 adjuntas.

CÁLCULO

El sistema de cálculo será de acuerdo al manual de Taggart

$$A: \frac{1.33 (F - D)}{V P}$$

DONDE:

A: Area necesaria que requiere una tonelada de conc. para asentarse en 24 hrs.

F: Dilución en la alimentación Agua: sólidos

D: Dilución en la descarga Agua: sólidos

ρ : Densidad de la pulpa

V: Velocidad de asentamiento expresada en ft/hr (la velocidad está tomada de la fig. # 1)

$$\% \text{ sólidos} = \frac{Pe \text{ Jales } (\rho \text{ pulpa} - \rho \text{ H}_2\text{O})}{\text{pulpa} (\text{Pe conc.} - \rho \text{ H}_2\text{O})} \times 100$$

$$\text{DILUCIÓN : } \frac{100.00 - \% \text{ sólidos}}{\% \text{ sólidos}}$$

De acuerdo a lo anterior, tenemos:

ALIMENTACIÓN AL ESPESADOR:

$$\text{Porcentaje de sólidos: } \frac{4.9 (1.50-1.0 \times 100)}{1.50 (4.90-1.00)}$$

$$: 41.88\%$$

$$\text{Dilución de la alimentación: } \frac{100.00-41.88}{41.88}$$

$$: 1.3878$$

Descarga de la pulpa:

$$\text{Porcentaje de sólidos: } \frac{4.9 (1.9-1.0) \times 100}{1.9 (4.9-1.0)}$$

$$: 59.51\%$$

$$\text{Dilución de la pulpa: } \frac{100.00-59.51}{59.51}$$

$$: 0.6803$$

CALCULOS

El sistema de cálculo será de acuerdo al manual de Taggart.

$$A: \frac{1.33 (F-D)}{V \rho}$$

donde:

A: Área necesaria que requiere una tonelada de jales para asentarse en 24 horas.

F: Dilución en la alimentación Agua: Sólidos

D: Dilución en la descarga Agua: Sólidos

ρ : Densidad de la pulpa

V: Velocidad de asentamiento, expresada en Ft/h .
(la velocidad está tomada de la fig. # 1.)

$$\% \text{ sólidos} = \frac{Pe_{\text{jales}} (\rho_{\text{pulpa}} - \rho_{\text{H}_2\text{O}})}{\rho_{\text{pulpa}} (Pe_{\text{jales}} - \rho_{\text{H}_2\text{O}})} \times 100$$

$$\text{DILUCIÓN} = \frac{100 - \% \text{ sólidos}}{\% \text{ sólidos}}$$

De acuerdo a lo anterior, tenemos:

Alimentación de los jales al espesador:

$$\text{Porcentaje de sólidos: } \frac{3.00 (1.0154-1)}{1.0154 (3.00-1)} \times 100$$

: 2.27%

$$\text{Dilución de la alimentación: } \frac{100.00-2.27}{2.27}$$

: 42.96

DESCARGA DE LOS JALES DEL ESPESADOR:

$$\text{Porcentaje de sólidos: } \frac{3.00(1.20-1.00)}{1.20 (3.00-1.00)} \times 100$$

: 25.00%

$$\text{Dilución de la descarga: } \frac{100.00-25.00}{25.00}$$

: 3.00

Velocidad de Asentamiento (de la gráfica # 1)

$$: 3.31 \text{ cm/min} \times \frac{60 \text{ min/h}}{30.48 \text{ cm/ft}}$$

: 6.5157 ft/h

ÁREA NECESARIA:

$$A: \frac{1.33 (42.96-3.00)}{6.5157 \times 1.0154}$$

$$: 8.033 \text{ Ft}^2/24 \text{ horas}$$

$$\text{ÁREA TOTAL: } 8.033 \frac{\text{Ft}^2}{\text{Ton/día}} \times 45.40 \frac{\text{TON}}{\text{h}} \times \frac{24 \text{ h}}{\text{día}}$$

$$: \frac{8752.78 \text{ Ft}^2}{\quad\quad\quad} \quad 813.16 \text{ m}^2$$

Tomando un 25% como factor de seguridad para el área necesaria tenemos:

$$\text{ÁREA TOTAL: } 813.16 \text{ m}^2 \times 1.25$$

$$: 1016.45 \text{ m}^2$$

CÁLCULO DEL DIÁMETRO:

$$A = \pi r^2$$

$$r = \sqrt{\frac{A}{\pi}} = \sqrt{\frac{1016.45}{\pi}}$$

$$r = 17.987$$

$$\phi = 35.97 \text{ m}$$

El tanque espesador AV-53 tiene un diámetro de 38 m.

CÁLCULO DE LA PROFUNDIDAD REQUERIDA PARA EL TANQUE

El valor para la profundidad del tanque lo tomaremos de la siguiente fórmula:

$$D = \frac{4 T (\delta - \rho)}{3 A (\rho' - \rho)}$$

Donde:

- D = Altura requerida para la zona de compactación = Ft
- T = Tiempo requerido para que la pulpa consolide
F A D = h
- δ = Gravedad específica de los sólidos en la zona de compresión = g/cm³
- ρ' = Densidad promedio de la pulpa en la zona de compresión = g/cm³
- ρ = Densidad del líquido donde el asentamiento tiene lugar = g/cm³
- A = Area específica de asentamiento = ton/Ft
24 h

Para el cálculo de la densidad promedio en la zona de compactación tenemos lo siguiente:

El primer valor para la zona de compresión está dado en la figura No. 1 y corresponde a 348.4 g/l para la concentración de sólidos en el frente que se va asentando.

El valor final para la concentración de sólidos en el frente de asentamiento de acuerdo a la prueba de asentamiento, es de: 696.81 g/l

Por lo tanto, el valor promedio será:

$$\frac{696.81 + 348.4}{2} = 522.61 \text{ g/l}$$

Por lo que la densidad promedio en esa zona será de:

$$522.61 \text{ g/l} = \rho_p \cdot 1000 \text{ cm}^3 \times \frac{3.00 (\rho_p - 1)}{p (3.0 - 1)}$$

$$\rho_p = \underline{\underline{1.3484 \text{ g/l}}}$$

La profundidad necesaria será de:

$$D = \frac{4(12) (3-1)}{3(08.033 \times 1.2) (3.0) (1.3484-1.0)}$$

$$D = 3.176 \text{ Ft.}$$

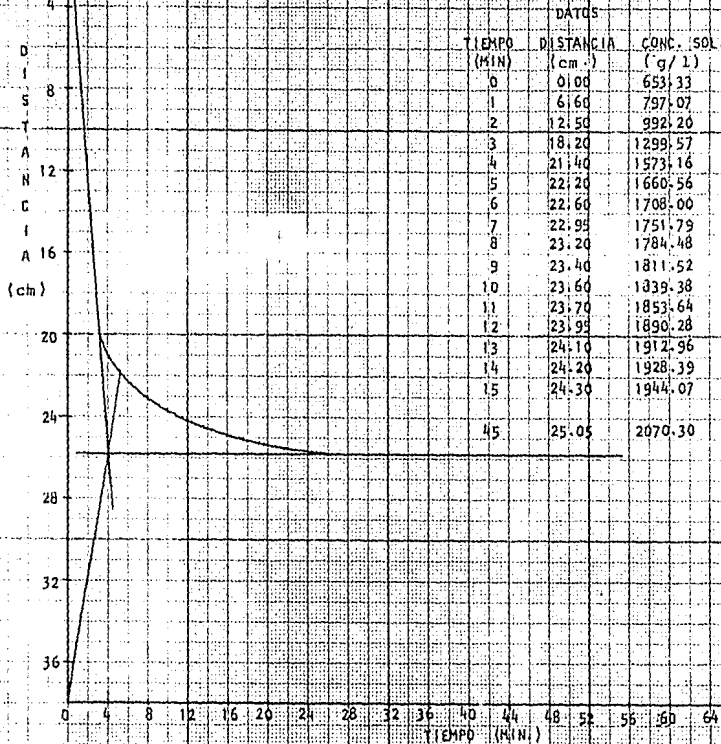
Agregando 3.0 Ft como factor de seguridad al tener el movimiento del rastrillo y/o cambio en la alimentación de mineral a la planta, tendremos:

$$D = 3.176 + 3 = 6.176 \text{ Ft}$$

$$D = 6.176 \text{ Ft} \quad 1.88 \text{ m}$$

El tanque tiene 3.27 m de profundidad.

PRUEBA DE ASENTAMIENTO DE PARTICULAS DE MINERAL CONCENTRADO (PRUEBA DE LABORATORIO)



$$V = \frac{21.40}{4.0} = 5.35 \text{ cm/min}$$

$$p = 1.52 \text{ g/cm}^3$$

FIG - 1

BIBLIOGRAFÍA.-

- 1 ● Mineral Processing Plant Design.
Andrew L. Mular, Roshan B. Happu
Society de Mining Engineers. (Dime).

- 2 ● Mineral Processing Technology
B.A. Wills. 2a. Edición.
Percamon Press.

- 3 ● Agglomeration 77.
Kus Sastry Vol. 1 y 2
Society of Mining Engineers (Dime).

- 4 ● Mineral Processing
E.J. Pryor 3er. Ed.
Elsevier Publishing Co. LTD.

- 5 ● Nordberg Process Machinery
Reference Manual.
Rexnord.

- 6 ● Tailing Disposal Today
Aplin Argall.
Miller Freeman Publications.

- 7 ● Handbook of Mineral Dressing
Qres and Industrial Minerals.
Arthur F. Daggart.
John Wiley & Sons. Inc.

- 8 ● Chemical Engineers' Handbook
Robert H. Perry, Cecil H. Chilton 5a. Edición.
Mc. Graw Hill Kogakusha LTD.