

86
2ej



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

**“MODIFICACIONES PARA CONVERSION DE PROCESO HUMEDO
A SECO EN CEMENTOS TOLTECA, PLANTA TOLTECA”**

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERA QUÍMICA

P R E S E N T A
BEATRIZ LOPEZ GONZALEZ

MEXICO, D. F.

1993

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



Universidad Nacional
Autónoma de México



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.

I N D I C E G E N E R A L

| CONTENIDO. | PAGINA |
|---|--------|
| Antecedentes. | 1 |
| Introducción. | 4 |
| Capítulo 1. Generalidades sobre el cemento. | 7 |
| 1.1 Materias primas. | 8 |
| 1.2 Componentes adicionales presentes en las materias primas (caliza y barro). | 10 |
| 1.3 Química del clinker de cemento Portland. | 12 |
| 1.4 Proceso de clinkerización. | 16 |
| Capítulo 2. Descripción de los procesos de fabricación. | 18 |
| 2.1 Proceso vía húmeda. | 18 |
| 2.2 Proceso vía seca. | 30 |
| 2.3 Análisis de los procesos. | 36 |
| Capítulo 3. Cálculos para una producción de 2000 ton. de clinker por día modificando los hornos existentes. | 38 |
| 3.1 Economía por combustible. | 38 |
| 3.2 Modificaciones en los hornos actuales. | 41 |
| 3.2.1 Dimensionamiento de los hornos actuales. | 41 |
| 3.2.2 Capacidad de los enfriadores. | 42 |
| 3.2.3 Aire de combustión. | 48 |
| 3.2.4 Ventilador de tiro inducido. | 51 |

| | |
|------------------|----|
| 3.3. Resultados. | 58 |
|------------------|----|

| | |
|---|----|
| Capitulo 4. Determinación y dimensionamiento del equipo principal para una producción de clinker de 2,000 ton. por día con un solo horno. | 60 |
|---|----|

| | |
|--------------------------------|----|
| 4.1 Producción de los molinos. | 60 |
|--------------------------------|----|

| | |
|-------------------------------|----|
| 4.2 Silos de homogeneización. | 61 |
|-------------------------------|----|

| | |
|---------------------------------------|----|
| 4.3 Silos de almacenamiento de crudo. | 63 |
|---------------------------------------|----|

| | |
|---------------------------|----|
| 4.4 Diseño del enfriador. | 64 |
|---------------------------|----|

| | |
|--|----|
| 4.4.1 Diseño del enfriador planetario. | 65 |
|--|----|

| | |
|---|----|
| 4.5 Diseño del horno rotatorio para proceso seco. | 71 |
|---|----|

| | |
|---|----|
| 4.5.1 Grado de llenado y pendiente del horno. | 72 |
|---|----|

| | |
|--|----|
| 4.5.2 Número de vueltas del horno rotatorio. | 72 |
|--|----|

| | |
|--|----|
| 4.5.3 Transporte del material en el horno rotatorio. | 74 |
|--|----|

| | |
|--|----|
| 4.5.4 Potencia necesaria para accionar el horno. | 75 |
|--|----|

| | |
|---|----|
| 4.6 Gases producidos en el horno durante la combustión. | 77 |
|---|----|

| | |
|--|----|
| 4.6.1 Gases producidos por el combustible. | 78 |
|--|----|

| | |
|--|----|
| 4.6.2 Gases debidos a la descarbonatación. | 79 |
|--|----|

| | |
|-----------------------------|----|
| 4.6.3 Agua libre del crudo. | 80 |
|-----------------------------|----|

| | |
|--|----|
| 4.6.4 Nitrógeno presente en el aire de combustión. | 80 |
|--|----|

| | |
|-------------------|----|
| 4.6.5 Aire falso. | 81 |
|-------------------|----|

| | | |
|-------------|---|-----|
| 4.7 | Dimensionamiento del precalentador de suspensión de gases. | 82 |
| 4.8 | Enfriamiento de gases. | 87 |
| 4.9 | Ventilador de tiro inducido. | 90 |
| 4.10 | Resultados obtenidos. | 92 |
| Capítulo 5. | Resultados obtenidos del estudio técnico y recomendaciones. | 95 |
| 5.1 | Análisis de resultados del equipo requerido para la modificación del proceso. | 95 |
| 5.2 | Recomendaciones. | 97 |
| 5.3 | Comparación del costo que representan las dos modificaciones propuestas. | 97 |
| 5.3.1 | Costo del equipo principal, opción 1. | 98 |
| 5.3.2 | Costo de la mano de obra para operar el equipo, opción 1. | 99 |
| 5.3.3 | Costo del equipo principal, opción 2. | 102 |
| 5.3.4 | Costo de la mano de obra para operar el equipo, opción 2. | 104 |
| 5.4 | Análisis de resultados. | 105 |
| Capítulo 6. | Estudio económico. | 107 |
| 6.1 | Bases del estudio económico. | 107 |
| 6.2 | Estimación de la inversión total. | 107 |
| 6.2.1 | Estimación de la inversión fija. | 108 |
| 6.2.2 | Estimación del capital de trabajo. | 112 |

| | | |
|-------------|--|-----|
| 6.3 | Estimación de costos y presupuestos de operación. | 119 |
| 6.3.1 | Presupuesto de ingresos. | 119 |
| 6.3.2 | Presupuesto de egresos. | 120 |
| 6.4 | Determinación del costo de fabricación del producto. | 144 |
| 6.5 | Determinación del punto de equilibrio. | 146 |
| Capítulo 7. | Discusión. | 150 |
| Capítulo 8. | Conclusiones. | 151 |
| Capítulo 9. | Bibliografía. | 152 |

ANTECEDENTES.

La fábrica de Cementos Tolteca, Planta Tolteca, (ahora CEMEX), está localizada en una zona geográfica que tiene todas las condiciones a su favor para ser una empresa productiva y colocar estratégicamente su producto en el mercado.

Las materias primas principales que se requieren para la fabricación del cemento las tiene a disposición en un radio máximo de 20 kilómetros, en canteras de las que se obtiene por voladura con explosivos; se encuentra a 90 kilómetros de la ciudad de México, D. F., a 140 kilómetros de la ciudad de Querétaro, Gro., y a 100 km. de la ciudad de Pachuca, comunicada por la autopista México-Querétaro y carretera Tula-Pachuca. Además cuenta con importantes vías ferroviarias como la de México-Guadalajara y México-Monterrey. que contribuyen al tráfico de carga.

Desde 1909 ésta fábrica fué una fuente de empleo para la fuerza productiva de los pueblos vecinos. En 1957 la planta se modernizó con la instalación de cuatro hornos largos rotatorios para proceso húmedo, equipados con lo más novedoso de la Industria cementera, esto hizo que se diera una etapa productiva con tendencia a crecer, tanto es así, que en 1980 se lleva a cabo un nuevo proyecto que sigue colocando a Tolteca en los primeros lugares de modernización, la instalación de dos molinos de bolas de circuito cerrado que tienen una capacidad de molienda de 200 ton. por hora.

Sin embargo, el proceso inflacionario que afecta la economía de la Empresa directamente, la contaminación ambiental que genera, la ineficiencia y los vicios de los trabajadores, sumados a la baja producción debida a el desgaste del equipo, y la falta de calidad en todos los ámbitos, que impiden ser una empresa de competitividad internacional, hace que la planta se coloque en una posición financiera difícil de resolver.

El problema no es un algoritmo sin solución. Desde la década de 1980 los empresarios y funcionarios se han percatado y concientizado de la problemática de la planta, por ello se dieron a la tarea de colocarla en el estrato productivo, comenzando por la capacitación del equipo de apoyo técnico y formando obreros calificados.

La primer parte del problema queda resuelta con estas medidas, la segunda parte es la más compleja en la actualidad: cómo responder al proceso de modernización que exige el mercado actual?

A partir de 1988, al empresa Cementos Tolteca pasa a ser parte de CEMEX, lo cual la favorece, puesto que este grupo cubre el 65% de la capacidad instalada en México en 1993 y cuenta con un plan de expansión para 1992/1994 de 8.8 millones de toneladas anuales (5). En cuanto al mercado internacional, se exportan 1.8 millones de toneladas anuales, principalmente a Estados Unidos.

En el presente estudio se analizan dos de las opciones que tiene la planta para modificar su proceso de húmedo a seco, produciendo 2000 toneladas de clinker gris por día, las cuales hacen obtener 2,703 toneladas de cemento tipo 1 por día, con lo cual se cumple con el objetivo propuesto para la realización del proyecto.

INTRODUCCION.

En la actualidad a toda la industria le preocupa el consumo energético por dos poderosas razones: la economía y la disponibilidad.

En la industria cementera uno de los mayores costos de producción es el generado por el consumo de combustible.

La fábrica de Cementos Tolteca, Planta Tolteca, produce cemento Portland gris mediante el proceso de vía húmeda, el cual es ahora poco rentable por la enorme cantidad de combustible que es necesario emplear en la clinkerización de las materias primas (crudo) para la producción de clinker, debido a que se debe evaporar una gran cantidad de agua contenida en la mezcla.

Se tiene proyectado lograr una producción de 2,000 toneladas de clinker gris por día, a partir de un proceso de vía seca que ofrece las ventajas de obtener una mayor producción con un menor consumo de combustible al aprovechar los gases de combustión provenientes del horno. Para modificar el actual proceso (húmedo) y convertirlo al proceso seco se tienen dos opciones:

- 1) Modificar los hornos existentes, o
- 2) Instalar un solo horno de proceso seco con una capacidad de 2,000 toneladas de clinker por día.

Los capítulos 1 y 2 tienen como objetivo presentar una diferenciación entre cada proceso y el equipo empleado para la fabricación de cemento.

La producción de clinker gris se efectúa actualmente mediante tres hornos largos rotatorios para vía húmeda y cada uno cuenta con un enfriador de clinker y un ventilador de tiro inducido. Los tres sistemas fueron diseñados para la misma producción (500 toneladas de clinker por día), por lo que operan independientemente uno del otro.

Para realizar los cálculos del capítulo 3 se considera el horno (con su respectivo enfriador y ventilador de tiro inducido) que da una producción intermedia, por ser el más ilustrativo.

La modificación de estos hornos consiste en hacerlos más cortos en su longitud, debido a la adición del precalentador de suspensión de gases, que es en donde se efectúa la sinterización, al ponerse en contacto los gases de combustión con la mezcla de materias primas crudas.

Al convertir el proceso húmedo en seco, en los hornos aumenta la producción de clinker, por lo tanto es necesario verificar primero si el enfriador de parrilla cumple con los requerimientos de aire necesarios para enfriar el clinker y en segundo, si la carga mecánica es la adecuada. De lo anterior entonces se hace el cálculo del flujo de gases que debe manejar el ventilador de tiro inducido. Todos estos cálculos se realizan en el capítulo 3.

En el capítulo 4 se muestran los cálculos para el dimensionamiento del sistema que es necesario tener en caso de optar por la instalación de un solo horno. El procedimiento de cálculo está basado en la metodología empleada en el manual Tecnológico del cemento, del Ing. Walter H. Duda (2), cuyos datos, en su mayoría fueron obtenidos de datos estadísticos de otras plantas en operación con las que cuenta el grupo y que hacen que el presente trabajo se apegue más a la realidad. Algunos otros datos se tomaron del manual del Ingeniero Químico de Perry y Chilton.

El análisis del estudio técnico y la comparación del costo que tienen las opciones a seguir, se presentan en el capítulo 5, en el que se determina la opción más conveniente.

El estudio económico está contenido en el capítulo 6. La discusión de los resultados se presenta en el Capítulo 7 y las conclusiones a las que se llega en este trabajo se dan en el Capítulo 8.

C A P I T U L O 1

GENERALIDADES SOBRE EL CEMENTO

Se menciona primero que es el cemento Portland, su procesamiento, las materias primas a partir de las cuales se obtiene y su composición química (3)(11).

El cemento portland se puede definir como el producto obtenido de la pulverización de un clinker, éste mineral tiene esencialmente silicatos de calcio y en pequeña proporción compuestos de calcio con aluminio y hierro, los cuales son resultado de la calcinación a fusión parcial de una mezcla homogénea de materias primas (11); la proporción de éstos se determina con base en el contenido de sustancias presentes. Una vez obtenido el clinker se adiciona yeso (CaSO_4) para dar el producto final (11).

Por lo general se fabrican cinco tipos de cemento Portland que difieren entre sí en su composición química y propiedades fisicoquímicas, de acuerdo a Normas Internacionales de Calidad (11).

Existen dos métodos fundamentales para la elaboración de cemento y su diferencia radica en el proceso de preparación del material que ha de ser calcinado en el horno (11):

a) El proceso por vía húmeda, consiste en preparar una pasta de materias primas con contenidos del 30-45% de agua, por molienda en presencia de agua.

b) El proceso por vía seca, consiste en tratar los componentes del crudo por molienda seca.

El proceso general consta de los siguientes pasos (11):

- 1) Trituración de materias primas.
- 2) Molienda de materias primas o crudo.
- 3) Homogeneización de los materiales para ser clinkerizados en el horno.
- 4) clinkerización del crudo.
- 5) Enfriamiento del clinker producido.
- 6) Molienda de clinker para obtener cemento.

En el último paso se adiciona yeso y/o material puzolánico en las cantidades necesarias de acuerdo a las propiedades requeridas en el cemento.

1.1 MATERIAS PRIMAS.

En la fabricación de cemento se puede utilizar minerales de origen natural y productos industriales (11), así las tres materias primas que contienen los componentes principales del cemento pueden ser la piedra caliza, barro o arcilla y escoria de hierro.

La caliza y el barro son obtenidos de canteras naturales por voladura con explosivos. La escoria proviene de altos hornos.

La caliza posee, por lo general, estructura cristalina de grano fino(3). Las formas más puras de la caliza son el espato calizo (calcita) y el aragonito. Este mineral es rico en CaCO_3 y contiene otros materiales pertenecientes a sustancias arcillosas o minerales de hierro que influyen en su color. Los yacimientos de caliza pura son blancos (3).

La segunda materia prima importante para la fabricación de cemento es la arcilla (3). Este mineral en esencia es producto de la meteorización de silicatos de los metales alcalinos y alcalinotérreos, en particular de los feldespaldos y micas. La parte principal de las arcillas está formada por hidrosilicatos de alúminas. La textura de estos minerales es de grano fino (el tamaño de grano es menor de 2 micras de diámetro), su punto de fusión se halla entre los límites de 1150oC hasta 1785oC (3).

La composición química de las arcillas varía desde aquellas que se aproximan a los minerales puros de arcilla hasta las que contienen agregados de hidróxido de hierro (3), sulfuro de hierro, carbonato de calcio, arena, etc., siendo el hidróxido de hierro el componente coloreante más frecuente de las arcillas. La arcilla sin impurezas es blanca. La principal fuente de álcalis en los cementos es el componente arcilloso del crudo (3).

La adición de escoria de hierro se debe a que las materias básicas, caliza y arcilla no siempre reúnen las cantidades necesarias de Fe_2O_3 que debe contener el cemento (3).

1.2 COMPONENTES ADICIONALES PRESENTES EN LAS MATERIAS PRIMAS,
(CALIZA Y BARRO).

OXIDO MAGNESICO, MgO (3).

Por lo general el óxido magnésico se encuentra en la caliza como dolomita (CaCO_3 , MgCO_3). En las escorias de alto horno se encuentra como MgO.

ALCALIS, K_2O y Na_2O (3).

Los óxidos de potasio y sodio, K_2O y Na_2O , respectivamente proceden principalmente de los materiales arcillosos dispersos en los feldespatos. Su contenido en el cemento no debe ser mayor de 0.6% de peso.

AZUFRE (3).

Se suele presentar combinado como sulfuro (pirita y marcasita, FeS_2) en casi todas las materias primas para cemento. En los componentes calcáreos se encuentra combinado en forma de sulfatos y sulfitos. A partir del Azufre del combustible y del crudo se genera por combustión y vaporiza respectivamente, SO_2 gas. La máxima cantidad permisible de SO_2 en el cemento puede estar entre el 2.5% y el 4%.

CLORUROS (3).

Se pueden encontrar en pequeñas cantidades en las materias primas. Es recomendable que su concentración en el cemento no sea mayor de un 0.1%.

FLUORUROS (3).

El contenido en fluoruros de las materias primas habituales para el cemento está situado entre los límites del 0.03 al 0.08%.

MANGANESO (3).

Se encuentra principalmente presente como Mn_2O_3 . Se considera que actúa de manera análoga al Fe_2O_3 , contribuyendo a la estructura del C₄AF ($4CaO \cdot Al_2O_3 \cdot Fe_2O_3$) como sustituto de hierro.

TITANIO (3).

Presente como óxido de titanio, TiO_2 , en solución sólida en los silicatos y otras fases y posiblemente algunas veces como titanato de calcio.

FOSFORO (3).

Generalmente se encuentra en solución sólida en la fase de silicato dicálcico. El límite permisible en P_2O_5 en el clinker es del 2.5%. Es benéfico a las propiedades del cemento cuando está presente en pequeñas cantidades (0.2% a 0.3% como P_2O_5).

1.3 QUIMICA DEL CLINKER DE CEMENTO PORTLAND (3).

El clinker de cemento portland tiene aproximadamente la siguiente composición en por ciento(3):

| | | | |
|--------------------------------|-------|------------------------------------|---------|
| SiO ₂ | 16-26 | CaO | 58-67 |
| Al ₂ O ₃ | 4-8 | MgO | 1-5 |
| Fe ₂ O ₃ | 2-5 | K ₂ O-Na ₂ O | 0-1 |
| MnO | 0-3 | SO ₃ | 0.1-2.5 |
| TiO ₂ | 0-0.5 | P ₂ O ₅ | 0-1.5 |

Los minerales que constituyen el clinker no son una combinación pura (3), son fases de cristales mixtos que contienen los componentes de otras fases, en pequeñas cantidades, en enlace cristalino, así como también las restantes sustancias químicas que acompañan al clinker, incapaces de formar fases autónomas. Las dos principales fases minerales del clinker han sido designados como halita ó C S y belita ó C S.

Las fases minerales que pueden estar presentes en el clinker y su designación, se encuentran resumidos en la tabla 1.0 (3).

Tabla 1.0 FASES MINERALES DEL CLINKER (3).

| DESIGNACION | FORMULA | ABREVIATURA |
|--------------------------------|---------------------------|-------------|
| Silicato tricálcico (halita) | $3CaO.SiO_2$ | C S |
| Silicato dicálcico (belita) | $2CaO.SiO_2$ | C S |
| Aluminato tricálcico | $3CaO.Al_2O_3$ | C A |
| Ferrito aluminato tetracálcico | $4CaO.Al_2O_3.Fe_2O_3$ | C AF |
| Ferrito aluminato cálcico | $2CaO.Al_2O_3.Fe_2O_3$ | 4 |
| (fase de cristales mixtos) | $2CaO.(Al_2O_3.Fe_2O_3)$ | C AF |
| Cal libre | CaO | CaO |
| Magnesia libre | MgO | MgO |
| Aluminato (rico en álcalis) | $(K,Na)_2O.8CaO.3Al_2O_3$ | (K,Na)C A |
| Sulfato alcalino | $(K,Na)_2SO_4$ | 8 3 |
| Sulfato cálcico | $CaSO_4$ | |

Los cuatro primeros constituyentes de la tabla 1.0 son componentes primordiales del clinker y se detallan a continuación (2) (3) (6).

1) Silicato tricálcico (2) (3), $3CaO.SiO_2$ ó halita, denominado como C S.

En él se encuentran presentes MgO y Al_2O_3 . Se considera que es el principal y decisivo componente mineral del clinker en cuanto a sus cualidades de resistencia. La estabilidad de esta especie a altas temperaturas se debe a la presencia de átomos extraños a ella.

2) Silicato dicálcico (2)(3), $2CaO.SiO_2$ ó C₂S, también llamado belita, constituye la otra fase importante del mineral del clinker.

Es fundamentalmente la β -modificación del C₂S. Se produce a la temperatura de sinterización del clinker; si aquella está por encima de 1420 °C, la modificación es el α C₂S; si la temperatura está por debajo de 1420 °C, es el α' C₂S. Esta se transforma durante el enfriamiento del clinker a 670°C, en la forma metaestable β C₂S. Por enfriamiento interior más lento puede formar, a partir del β C₂S, la modificación γ estable; proceso que se produce con un aumento del 10% del volumen, dando lugar a la pulverización del clinker. Por enfriamiento rápido y la presencia, normal en la belita, de componentes extraños, se impide este desventajoso fenómeno de transformación en el γ C₂S hidráulicamente inactivo. La belita se endurece mucho más lentamente que la halita; sin embargo, después de largos plazos, alcanza la misma resistencia de aquella (3).

3) Aluminoferrito cálcico. Designado comunmente como aluminoferrito tetracálcico $(2)(3)$, $4 \text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$ ó C_2AF_2 , se puede encontrar representado por composiciones de ferrito dicálcico, C_2F , y aluminato dicálcico, C_2A , de la cual C_2AF_2 ó $\text{C}_2\text{A} \cdot \text{C}_2\text{F}$ es solo una combinación particular.

Si en el clinker hay menos alúmina que óxido de hierro (contados en moléculas) entonces ambos componentes se combinan con la cal para producir ferrito aluminato cálcico, fase de cristales mixtos que ofrece como término final $2\text{CaO} \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$, en los cuales el hierro sustituye, de modo continuo, al aluminio. En el clinker para Portland, concluye la serie en la relación 1:1. Si hay más alúmina en el clinker, la que está en exceso sobre esa relación, se combina con la cal formando el aluminato tricálcico. El ferrito aluminato cálcico contribuye poco al endurecimiento hidráulico del cemento.

4) Aluminato tricálcico $(2)(3)$, $3\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3$, denominado C_3A . Como se menciona anteriormente, si la alúmina está en mayor proporción que el Fe_2O_3 , entonces se combina con la cal para formar aluminato tricálcico. Este compuesto reacciona muy rápidamente con el agua; sin embargo no posee ninguna propiedad hidráulica destacable, aunque eleva la resistencia inicial del cemento en combinación con los silicatos.

Los álcalis están combinados solamente en las fases del clinker si la cantidad de SO_3 no es suficiente para la combinación total de álcalis como sulfatos alcalinos gaseosos, los cuales se depositan en las partes frías del horno, y en el intercambiador de calor sobre el material en reacción (11). Aparte de una pequeña fracción que es liberada con el polvo de chimenea, los sulfatos alcalinos condensados retornan a la zona de sinterización y de ella salen, debido a su volatilidad, con el clinker (3)(4).

Cuando se combinan con el clinker, lo hacen en todas las fases, preferentemente en las fases de aluminatos. También en éstas están contenidos solamente como combinación de cristales mixtos, siempre que exista simultáneamente SiO_2 (3).

1.4 PROCESO DE CLINKERIZACION.

La sinterización del clinker consiste en una serie de reacciones entre partículas finamente divididas (11) y químicamente diferentes. En general se llevan a cabo cuatro operaciones que dependen de la temperatura:

- a) evaporación del agua libre, (aproximadamente 100°C),
- b) pérdida del agua de combinación de los materiales arcillosos, (entre los 400 y 500 °C).,
- c) disociación de carbonatos ó descarbonatación (aproximadamente a unos 800 °C),

d) Combinación entre la caliza y la arcilla (y mineral de hierro cuando se agrega) aproximadamente entre los 1200 y los 1400oC.

Estas reacciones no siempre ocurren separadamente (11); algunas veces la cal principia a reaccionar con la arcilla mientras la descarbonatación apenas se está realizando. En este intervalo de temperaturas las reacciones ocurren a través de la formación de fundentes de bajas temperaturas formadas en puntos de contacto entre las partículas diferentes y por fusión del estado sólido.

Los materiales se transportan a través del horno (11) y con la elevación de temperaturas es formado más fundente, el primer fundente es producido y las reacciones aumentan enormemente y la cantidad de fase líquida aumenta al máximo a la más alta temperatura en la zona de sinterización.

En el proceso seco con precalentador de suspensión de gases se pueden producir bajas temperaturas del fundente en la entrada del horno, esto origina que las partículas al conglomerarse y aumentar su tamaño reduzcan la carga circulante de alimentación dentro del precalentador, disminuyendo la producción del horno. A la temperatura de sinterización la reacción continúa rápidamente; el silicato tricálcico es formado por cristalización del fundente dentro del cual la cal y la sílice se disuelven, y dependiendo de la composición, el silicato dicálcico también puede cristalizar (11).

C A P I T U L O 2

DESCRIPCION DE LOS PROCESOS DE FABRICACION DEL CEMENTO.

2.1 PROCESO VIA HUMEDA (11).

El proceso vía húmeda consiste en seis operaciones básicas que serán descritas a continuación, las cuales se muestran en el diagrama 1.

1.- TRITURACION.

Hay dos procedimientos para realizar la trituración: por impacto y por compresión.

La piedra caliza y el barro requieren ser triturados y molidos, mientras que la escoria de hierro solamente es molida.

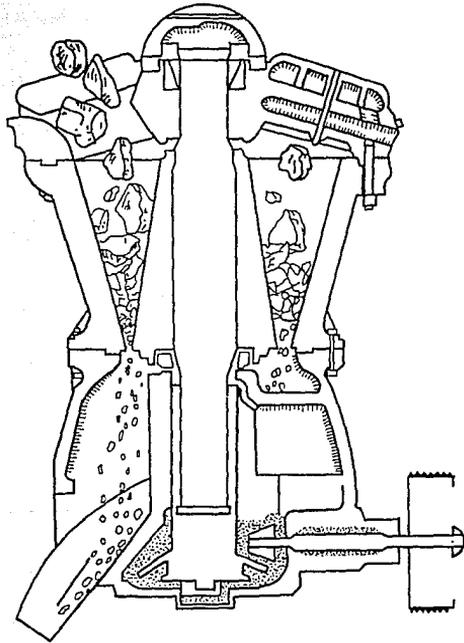
El barro es reducido en su tamaño, después de obtenerse por voladura, mediante una trituradora de martillos.

La trituración de caliza consta de varios pasos para llegar a un tamaño de partícula relativamente gruesa (3-5 cm de diámetro), por lo que se realizan tres trituraciones (11).

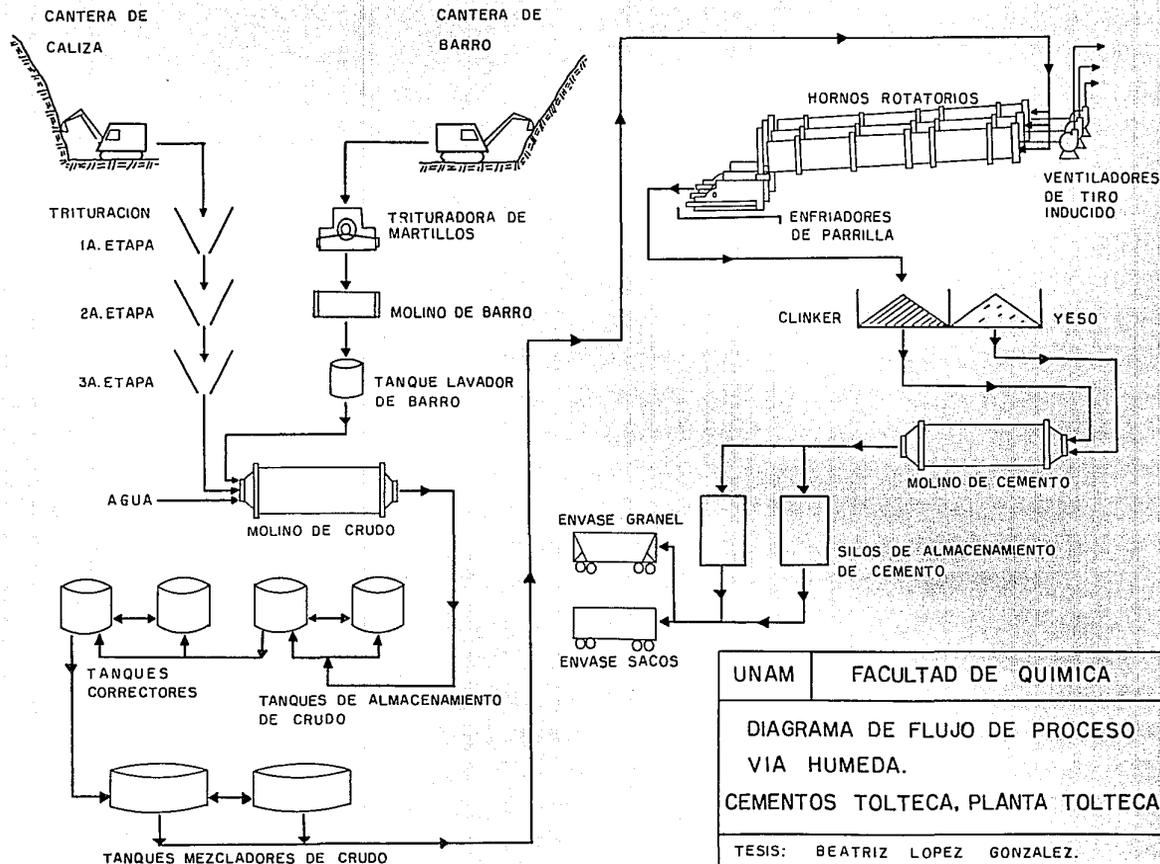
TRITURACION PRIMARIA: Se lleva a cabo mediante un triturador giratorio, fig. 1, los cuales son muy usados como desmenuzadores previos en la industria del cemento. En éstos equipos la reducción de los materiales se lleva a cabo principalmente por la aplicación de fuerzas compresivas, pero también por fuerzas de flexión. El material es reducido hasta un tamaño de 12 a 15 cm.

TRITURACION SECUNDARIA: Es muy común que se realice por medio de un triturador de cono, también llamados giratorios. En este caso la trituración se realiza por presión y también parcialmente por

Fig.1. Trituradora giratoria.



Corte transversal



| | |
|--|---------------------|
| UNAM | FACULTAD DE QUIMICA |
| DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO VIA HUMEDA. CEMENTOS TOLTECA, PLANTA TOLTECA. | |
| TESIS: BEATRIZ LOPEZ GONZALEZ. | |
| AGOSTO 1993. | DIAGRAMA NO. 1 |

flexión. En éstos trituradores se obtiene el tamaño del material deseado condicionando la abertura de salida de material, del cual es apropiado un tamaño de 4 a 6 cm (11).

TRITURACION TERCIARIA: Es realizada como la segunda etapa.

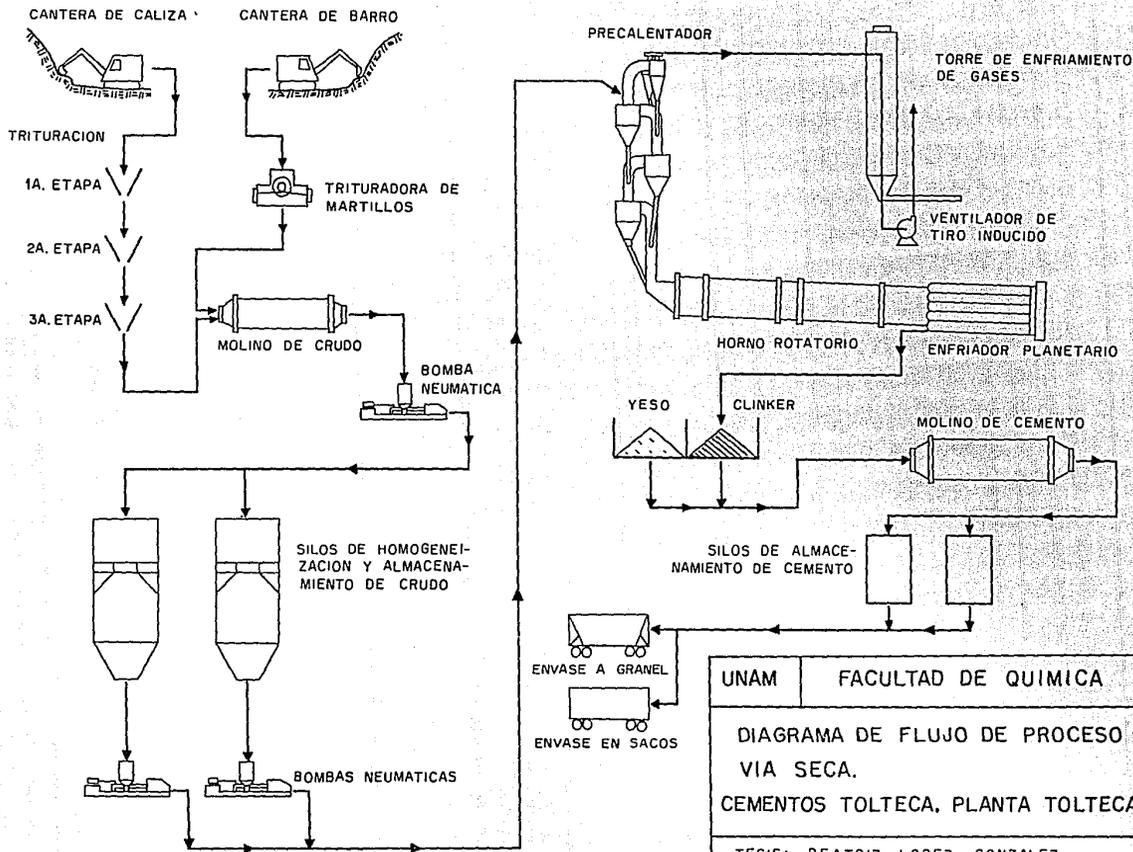
2.- MOLIENDA (11).

Es un proceso básico en la industria del cemento para la preparación de materiales crudos y en el acabado. La finura del material crudo es fundamental para obtener un buen clinker.

La cantidad de materia cruda necesaria se calcula con base de los requerimientos del horno considerando el tiempo para mantenimiento del molino.

Los molinos de bolas son los más usados en ésta industria (fig. 2). Estos molinos son cilindros de acero rotatorios, en donde se realiza el desmenuzamiento del material por el movimiento de los cuerpos moledores. Por el giro del cilindro del molino, el montón formado por los elementos moledores y el material se eleva hasta un valor óptimo para su acción molturadora. La molienda se realiza por choque y rozamiento entre los cuerpos moledores y las paredes blindadas del molino.

En un proceso via húmeda se emplean molinos de circuito abierto para molienda de materias primas y es aquí en donde se le adiciona agua al material. El barro y la escoria se muelen juntos para luego ser mezclados con la caliza y posteriormente hacer la dosificación de componentes de crudo (11).



UNAM FACULTAD DE QUIMICA

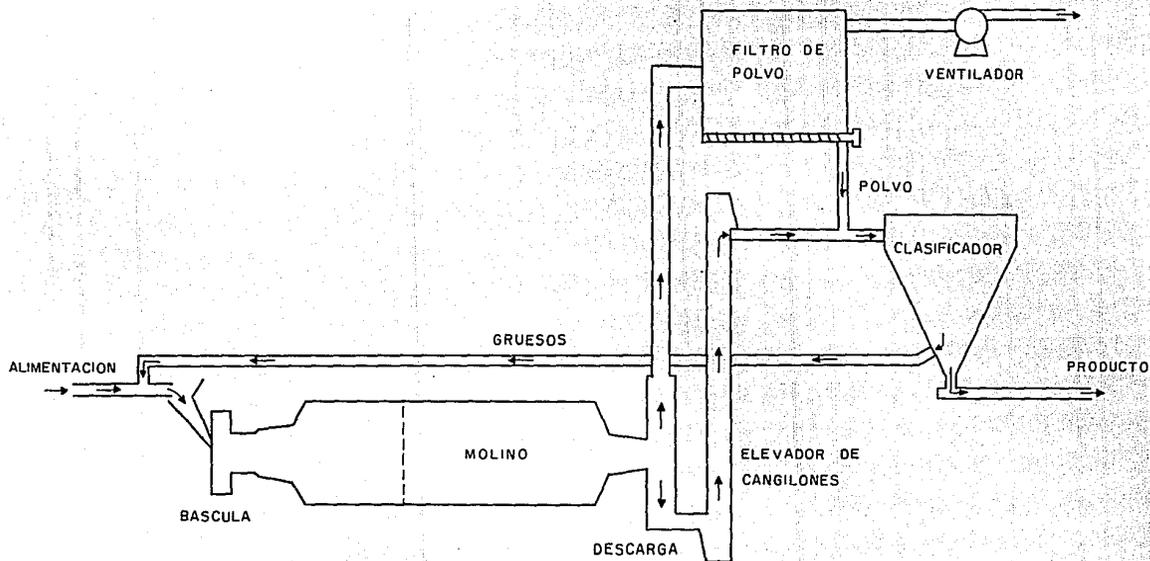
DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
VIA SECA.
CEMENTOS TOLTECA, PLANTA TOLTECA.

TESIS: BEATRIZ LOPEZ GONZALEZ.

AGOSTO 1993.

DIAGRAMA NO. 2

Fig. 2. Molino de bolas.



3.- HOMOGENEIZACION (11).

La homogeneización consiste en mezclar todos los materiales crudos en tanques con agitación continua para lograr mayor uniformidad y posteriormente determinar su composición y dosificar la cantidad necesaria de elementos para elaborar un tipo determinado de cemento.

La mezcla ya homogeneizada es transportada por un ducto hacia los hornos para llevar a cabo el proceso de clinkerización mediante su calcinación.

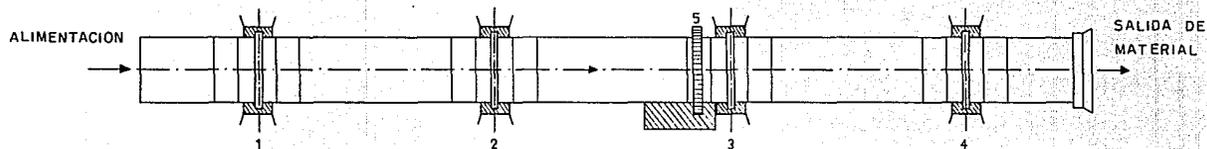
4.- CLINKERIZACION (11).

La calcinación de la pasta cruda para obtener el clinker de cemento Portland se lleva a cabo en hornos largos rotatorios. Los hornos húmedos tienen como características que son alimentados por una pasta cruda que contiene de 30 a 40% de agua.

El agua debe ser eliminada de el material precalentado antes de que comience el proceso de clinkerización. La evaporación del agua se lleva a cabo casi a la entrada del material en el horno.

Un horno húmedo es un cilindro recto (3), dispuesto algo inclinado (un 3 a un 5% sobre la horizontal), cuya longitud varía de 100-120 m, (fig. 3), provisto en su interior de cadenas que realizan la transferencia de calor y en su exterior tiene aros de rodamiento.

Fig.3. Horno rotatorio de diámetro unitario.



1, 2, 3 y 4 = AROS DE RODAMIENTO.

5 = TRANSMISION.

El material se introduce en el horno por su extremo superior (11), de tal manera que se propicia una caída del mismo, y al rotar el horno el material forma una cortina que facilita el proceso de clinkerización. En el extremo inferior del horno está colocado un quemador provisto de espreas.

El horno descansa sobre varios pares de rodillos, según su longitud; éstos junto con los aros de rodamiento permiten que rote y además hacen disminuir el consumo de energía eléctrica para el accionamiento del mismo.

Tienen caracterizadas varias zonas en las que se llevan a cabo diferentes fenómenos. Una flama producida por la combustión de combustóleo es la encargada de efectuar la clinkerización por emisión de gases que tiene diferentes temperaturas a lo largo del horno, al igual que el material en proceso (11).

ZONAS QUE CARACTERIZAN A UN HORNO HUMEDO.

| | | TEMP.°C. |
|-----------------------------|---------------------------|-----------|
| a) Zona de secado | 30-35% longitud del horno | 100 |
| b) Zona de precalentado | 10-15% " | 100-550 |
| c) Zona de descarbonatación | 30-35% " | 550-1100 |
| d) Zona de clinkerización | 15-20% " | 1200-1400 |
| e) Zona de flama | 2-3% " | 1400-1350 |

En el proceso de secado se realizan dos operaciones de transferencia: de calor y de masa. La transferencia de calor se lleva a cabo de los gases de salida hacia el material, y la

transferencia de masa se efectúa al evaporarse el agua del material y que es arrastrada por los gases de salida ó gases de combustión.

Son tres las operaciones básicas de secado del crudo (11):

- a) precalentado de pasta,
- b) evaporación de agua libre desde la superficie del material,
- c) evaporación de la humedad retenida por la acción de adsorción y capilaridad, por el material.

El secado no se inicia hasta que el material ha alcanzado una temperatura superior a los 70-75°C (11). Abajo de ésta temperatura el vapor contenido en el gas se condensa y entra en el material elevándose su contenido de humedad.

Uno de los factores que afectan la velocidad de secado es la naturaleza y diseño de los accesorios que se insertan al horno. Los hornos de éste tipo pueden estar provistos de cadena en forma de espiral que realizan el intercambio de calor y son los más usados.

Un sistema de cadenas en espiral consiste de cadenas colgadas en forma de cortinas desde un inicio multiespiral (11). El avance de éste accesorio es en dirección opuesta a la rotación del horno, cuando se ve desde la parte posterior del mismo, dá la impresión de ser un tornillo que pone la alimentación dentro del horno, en la zona de precalcinado del material.

El horno no es llenado completamente con la pasta alimentada (3), solamente se ocupa una parte de su sección transversal. A la relación que existe entre la sección ocupada por el material dentro del horno y la sección transversal total del horno, expresada en porcentaje se le llama grado de llenado del horno; de acuerdo con este valor se designa el de la pendiente.

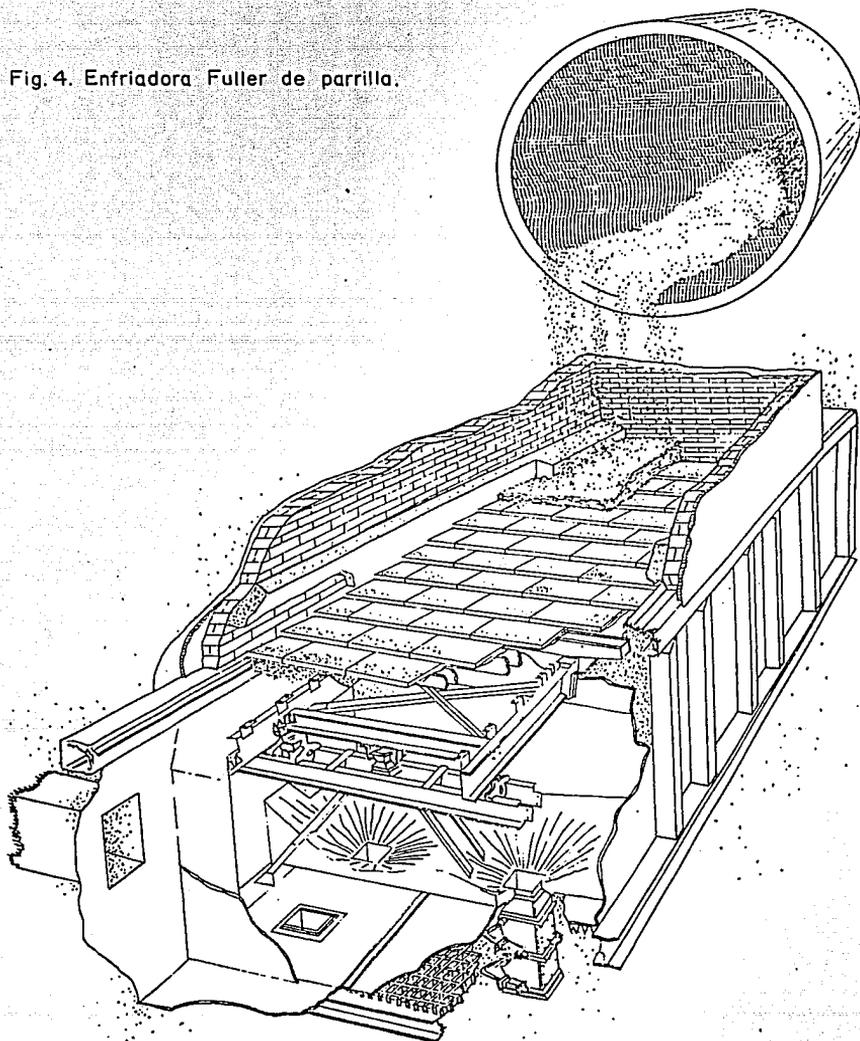
Los gases de salida del horno son producto de la combustión del combustible, de la descarbonatación de los materiales y vapor de agua proveniente de la pasta (11). Estos gases tienen una temperatura aproximada de 250°C y son succionados por un ventilador de tiro inducido que los hace pasar a través de electrofiltros que detienen las partículas de polvo. Una vez limpios son expulsados a la atmósfera.

5. ENFRIAMIENTO (11).

El enfriamiento de clinker es una operación muy importante, pues contribuye a las cualidades de resistencia del mismo.

Se puede llevar a cabo mediante un enfriador de parrilla que emplea aire. En este enfriador se produce un intercambio térmico muy bueno entre el aire de refrigeración y el clinker caliente; el enfriamiento se realiza en una corriente transversal y a contracorriente, ver fig. 4.

Fig. 4. Enfriadora Fuller de parrilla.



El enfriador está constituido por cuatro compartimientos (11), cada uno de los cuales tiene instalado un ventilador de tiro forzado. En éstos compartimientos se encuentran una serie de placas de parrilla alternativamente fijas y móviles. El clinker de pequeñas dimensiones, que corre por las ranuras abiertas de placas, cae a las cámaras de aire de donde es retirado. Por el extremo frío de la parrilla llega el clinker a una parrilla de barras a través de la que cae en el equipo de transporte. Al final de la parrilla de barras inclinada se encuentra un triturador de martillos que desmenuza el clinker de mayor tamaño.

El aire del primer compartimiento sale de éste con la temperatura más alta que la correspondiente a los otros, por ésta razón es empleado como aire para la combustión y se le llama aire secundario.

El clinker que sale del cuarto compartimiento tiene temperatura cercana a los 100°C y es llevado mediante transportadores hasta los depósitos de molinos para ser pulverizado posteriormente (11).

6. MOLIENDA (11).

La molienda de clinker al igual que el crudo, se lleva a cabo en molinos de bolas (pero de circuito cerrado) cuyo funcionamiento se describió al principio de ésta sección.

El clinker se muele junto con el yeso o material puzolánico dependiendo de las características requeridas para obtener el cemento, el cual es transportado de allí mediante una banda hasta los silos de almacenamiento (11).

2.2 PROCESO VIA SECA (11).

El proceso via seca para fabricar cemento consta de las operaciones siguientes (Diagrama 2):

1. TRITURACION Y MOLIENDA DE MATERIAS PRIMAS (11).

No hay diferencia en la trituración entre uno y otro proceso. La molienda se lleva a cabo en molinos también de bolas de circuito cerrado, descritos en el proceso via húmeda.

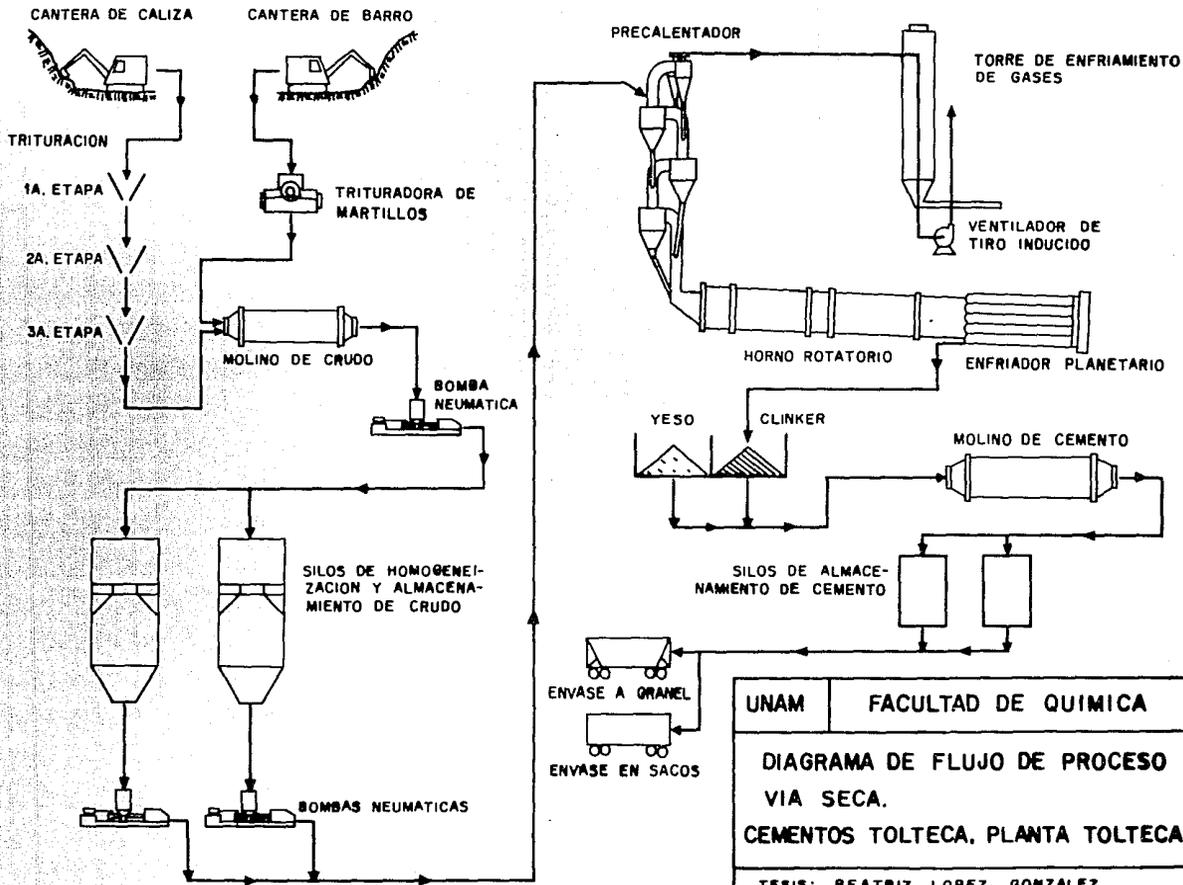
2. HOMOGENEIZACION DEL MATERIAL CRUDO (3)(11).

Para el proceso seco ésta operación se realiza mediante un sistema neumático en silos de construcción especial.

El proceso más empleado es el Fuller, que consiste en mezclar las materias primas neumáticamente, en una sección dividida en cuadrantes fig. 5. El elemento básico de la mezcla en seco por vía neumática lo constituyen las cajas de dispersión de aire con que se dotan los fondos de los silos.

Estas cajas son de material semipermeable, el aire penetra a través de ellas hacia arriba, mientras que cuando se suspende el acceso de aire, el polvo no puede caer hacia abajo.

Cada uno de los cuadrantes de la serie actúa como cuadrante de mezcla según cierta secuencia, mientras que los otros tres los hacen como cuadrantes de aireación (3).



| | |
|--|---------------------|
| UNAM | FACULTAD DE QUIMICA |
| DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO VIA SECA. | |
| CEMENTOS TOLTECA, PLANTA TOLTECA. | |
| TESIS: BEATRIZ LOPEZ GONZALEZ. | |
| AGOSTO 1993. | DIAGRAMA NO. 2 |

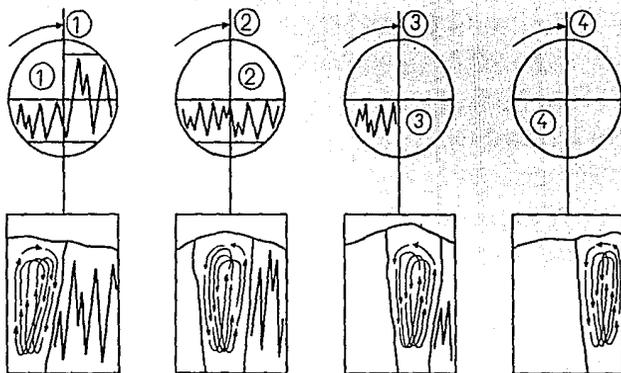


Fig.5. Representación del sistema de homogeneización por cuadrantes.

La aportación total de aire la suministran dos compresores, uno para el aire de mezcla y el otro para el de aireación. El volumen de aire para mezcla alcanza el 75% y el aire para los tres cuadrantes restantes el 25% de aire total (11).

La homogeneización por aire, siguiendo el sistema de cuadrantes se puede realizar en silos de cualquier diámetro (11).

3. PRECALENTAMIENTO DEL MATERIAL CRUDO (3).

Los gases de combustión producidos en el horno durante el proceso de clinkerización son utilizados para precalentar el material crudo, lo que hace que el consumo específico de energía del horno disminuya enormemente. La mezcla cruda además de precalentarse se descarbonata parcialmente.

El equipo de precalentamiento más utilizado es el Humboldt fig.6 (3). Es un intercambiador de ciclones (cinco ciclones que constituyen cuatro etapas), dispuestos uno encima del otro. Para lograr una mejor separación, el primer tramo, el situado más alto, está dispuesto como ciclón doble. Los ciclones están conectados entre sí por tuberías ascendentes de sección cuadrada, pero la tubería superior es de sección circular para evitar la formación de costras de material.

Cada ciclón y su tubería forman un tramo del intercambiador, tramos que van numerados del I al IV de arriba hacia abajo. Las tuberías de salida del polvo de los ciclones, desemboca en las tuberías de gases ascendentes del tramo situado debajo. La tubería de salida del polvo del tramo IV desemboca en el horno.

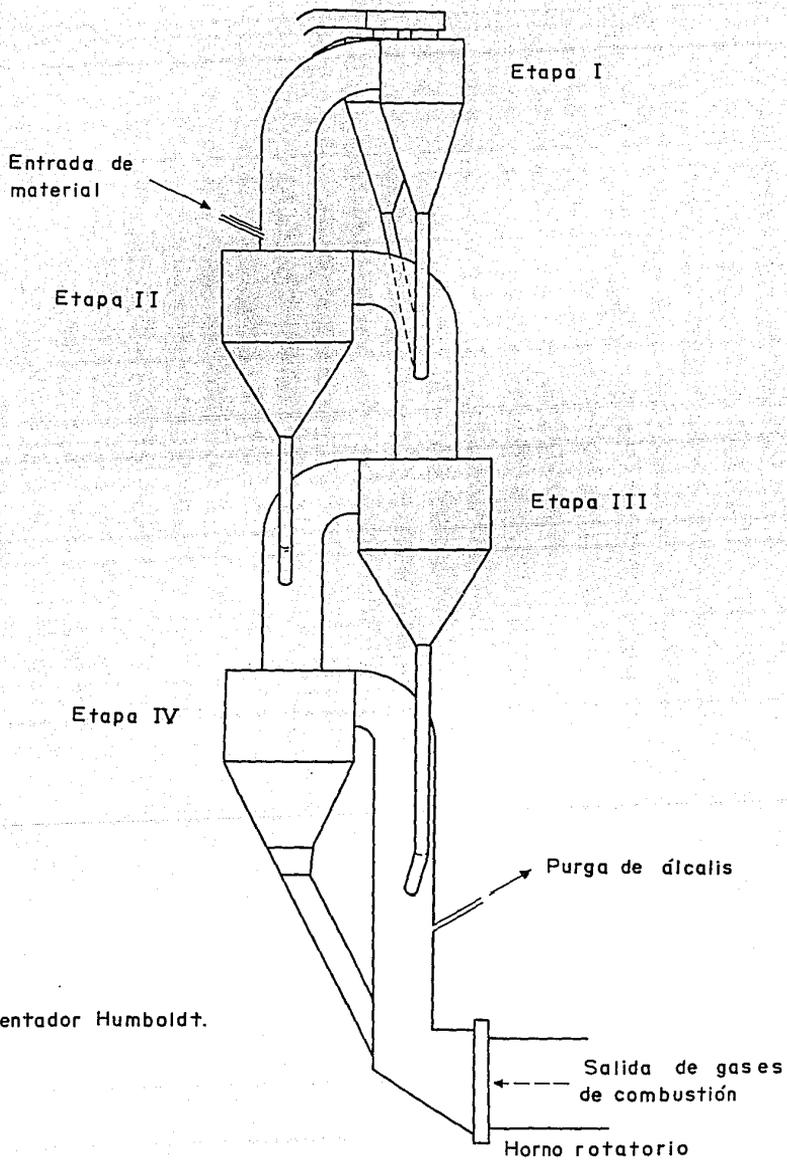


Fig. 6.
Precalentador Humboldt.

En el precalentador, el intercambio térmico se realiza entre los tubos ascendentes y los ciclones, individualmente considerados, en una corriente de la misma dirección para el polvo y los gases; como conjunto el intercambiador de calor trabaja a contracorriente de modo gradual. El intercambio térmico se verifica en estado de suspensión. La gran superficie que presenta el crudo en el intercambiador produce un intercambio muy activo (3).

El tiempo de calentamiento de las partículas depende del tamaño y la naturaleza de las mismas (3). Se ha determinado un tiempo máximo de 30 segundos, calentándose hasta 800-900 oC.

El movimiento ascendente de los gases a través del precalentador es debido al ventilador de tiro inducido (3)(11).

4.-CLINKERIZACION (3).

Los hornos largos rotatorios para el proceso vía seca tienen un funcionamiento y construcción similar a los empleados en el proceso vía húmeda, solo que debido al efecto del precalentador, sus dimensiones son menores y pueden estar dotados también de cadenas para un mejor intercambio térmico.

Los hornos para vía seca, de gran caudal, acoplados a precalentadores presentan dimensiones, según sus caudales de unos 4 x 60 hasta 5 x 80 metros (3).

5.-ENFRIAMIENTO DEL CLINKER (3).

Esta operación se puede efectuar con enfriadores de parrilla, de tambor y planetarios. La selección es mediante una evaluación de las características propias de cada sistema y los requerimientos necesarios, como son el área disponible para el montaje, el costo del equipo, la producción manejada y principalmente el mantenimiento requerido por el equipo.

6.MOLIENDA DE CLINKER (11).

Esta operación no difiere de la de proceso húmedo, es realizada en molinos de circuito cerrado descritos anteriormente.

2.3 ANALISIS DE LOS PROCESOS.

Una vez descritos los procesos de obtención del clinker, se anotan las ventajas que ofrece el proceso seco con respecto al húmedo.

1) Los requerimientos de energía para el proceso por vía húmeda son 1860 kcal por cada kilogramo de clinker producido (13) y en el proceso seco se requieren 950 kcal (12). Los altos requerimientos de energía para el proceso húmedo se deben a la enorme cantidad de agua que debe ser evaporada de la mezcla de crudo (11).

2) La dosificación de los componentes del crudo seco es significativamente más fácil que la de los componentes húmedos porque son más manejables debido a que se mueven por aire y en pocas ocasiones se presentan obstrucciones en las

tuberías, mientras que una corriente con agua y sólidos en suspensión se hace muy pesada y requiere más trabajo para moverla (11).

3) La molienda por vía húmeda es más barata que por vía seca, sin embargo, el desgaste en cuerpos moledores y blindaje por vía seca solo representa el 30-40% del ocasionado por vía húmeda, además generalmente el proceso húmedo emplea molinos de circuito abierto, mientras que en el otro es molienda por circuito cerrado, que permite mayor finura en el acabado del material y menor desperdicio de éste (11).

C A P I T U L O 3

CALCULOS PARA UNA PRODUCCION DE 2000 TONELADAS DE CLINKER POR DIA MODIFICANDO LOS HORNOS EXISTENTES.

La planta cuenta en la actualidad con cuatro hornos para la producción de clinker gris por el proceso húmedo(11), cada uno de los cuales tiene una capacidad teórica de 500 ton./ día, aunque su producción promedio es de 475 ton. Cada uno de estos hornos está provisto de un enfriador de parrilla de aproximadamente la misma capacidad y un ventilador de tiro inducido para el manejo de gases de combustión(11).

Se hace primeramente el cálculo del ahorro económico que representa el proceso seco y posteriormente se analiza el alcance del equipo disponible. Los datos empleados son tomados de resultados de la planta.

3.1. ECONOMIA POR COMBUSTIBLE.

El combustible empleado en calcinación es combustóleo por su bajo precio y disponibilidad (13).

BASE DE DATOS:

Producción requerida: 2000 ton. de clinker por día (7).

Producción normal de un horno: 475 ton. clinker por día (13).

Consumo energético actual para proceso húmedo : 1860 Kcal/Kg de clinker (13).

Consumo energético para proceso seco: 950 Kcal/Kg de clinker(12).

Consumo de combustible por día para proceso húmedo: 79,565 litros por cada horno medidos a 20oC (13).

Datos del combustóleo:

Capacidad calorífica: 9500 Kcal/Kg de combustóleo (11).

Densidad: 0.98 Kg/l (a 20 oC) (11).

Costo: N\$0.2377 por litro (a 20 oC) (13).

Fuesto que para producir 475 tons de clinker/día por el proceso húmedo son requeridos 79565 L/día de combustóleo, para una producción de 2000 tons de clinker/día el gasto de combustible es:

$$\frac{2 \times 10^6 \text{ kg clinker/día}}{475 \times 10^3 \text{ kg clinker/día}} \times 79,565 \text{ L/día} = 3.35 \times 10^5 \text{ L/día}$$

lo que en pesos, con un costo de N\$0.2377 \$/L representa:

$$3.35 \times 10^5 \text{ L/día} \times 0.2377 \text{ N\$/L} \times 360 \text{ días/año} = 2.866 \times 10^7 \text{ N\$/año}$$

La diferencia de energía calorífica entre los procesos y su costo se puede calcular como sigue:

$$1860 \text{ kcal/kg clinker} - 950 \text{ kcal/kg clinker} = 910 \text{ kcal/kg clinker}$$
$$910 \text{ kcal/kg clinker} \times 2 \times 10 \text{ kg clinker/día} \times 0.2377 \text{ N\$/l} \times 360 \text{ días/año}$$

$$9500 \text{ kcal/kg comb.} \times 0.98 \text{ kg comb./l}$$
$$= 1.6728 \times 10^7 \text{ N\$/año} = 16.728 \text{ millones de nuevos pesos por año.}$$

Los resultados se pueden resumir de la manera siguiente:

-En un proceso vía húmeda para una producción de 2000 tons de clinker/día, se requiere un costo de combustible de 2.866×10^7 N\$/año.

-La diferencia de energía calorífica es de 910 Kcal/Kg de clinker entre los procesos, lo que en costo representa 16.728 millones N\$/año.

Si hacemos la relación: $\frac{\text{costo de la diferencia de energía calorífica}}{\text{costo de combustible para producir 2000 ton de clinker/día}}$

obtenemos un valor de 0.58, lo que significa que se puede economizar un 58% de los costos por combustible.

De lo anterior se puede ver la conveniencia de hacer el cambio de proceso, ya que los costos se reducen a más de la mitad del monto anual.

3.2 MODIFICACIONES EN LOS HORNOS ACTUALES.

3.2.1 DIMENSIONAMIENTO DE LOS HORNOS ACTUALES (11).

Diámetro interno = 10.875 ft = 3.3 m

Longitud = 350 ft = 106.7 m

$$\text{Volumen} = \pi r^2 h = \left(\frac{3.3}{2} \right)^2 \pi (106.7) = 912 \text{ m}^3$$

Volumen de cada horno = 912 m³.

Como resultado de la práctica se ha determinado que los hornos largos para vía seca con precalentador guardan una relación L/D de 16 (3).

De acuerdo con lo anterior, se puede obtener el largo del horno que es necesario y posteriormente su volumen.

$$D = 3.3 \text{ m}$$

L/d = 16 de aquí L = 16 D

$$L = 16 (3.3) = 52.8 \text{ m}$$

$$\text{Volumen del horno} = \pi \left(\frac{3.3}{2} \right)^2 \times 52.8 = 451.6 \text{ m}^3$$

Para poder emplear éstos hornos deben reducirse a un tamaño de 52.8 m de longitud.

La determinación del caudal del horno se puede hacer empleando el factor de Watson-Walker que relaciona el volumen del horno con la producción de clinker en hornos largos para vía seca. Este factor tiene un valor de 1.5 tons clinker/día m³ (8).

La producción del horno es de:

$$451.6 \text{ m}^3 \times 1.5 \text{ ton clinker} = 677 \text{ ton clinker por cada horno}$$
$$\frac{\quad\quad\quad}{3 \text{ día m}} \quad \frac{\quad\quad\quad}{3 \text{ día}}$$

Por lo tanto, si se requiere una producción de 2000 ton. de clinker por día, es necesario habilitar tres hornos.

3.2.2 CAPACIDAD DE LOS ENFRIADORES.

Una vez establecida la producción de cada horno, es necesario hacer el cálculo del aire de enfriamiento requerido en cada compartimiento del enfriador de parrilla y ver la posibilidad de utilizar los ventiladores y, finalmente verificar si es suficiente la capacidad mecánica de las placas.

1) Volumen de aire necesario para el enfriamiento del clinker:

Un dato real tomado de la práctica demuestra que son necesarios 3.5 kg de aire/kg de clinker para su enfriamiento(11).

NOTA: Todas las densidades y volúmenes de gases son considerados a una temperatura de 0oC y 1 atmósfera de presión.

Para una producción de 677 ton de clinker por día:

$$677 \times 10^3 \text{ kg clinker/día} \times 3.5 \text{ kg aire/kg clinker} = 2.37 \times 10^6 \text{ Kg aire/día}$$

lo que en volumen es igual a:

$$2.37 \times 10^6 \text{ Kg aire/día} \times \frac{\text{día}}{24 \text{ horas}} \times \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}} = 1273 \text{ m}^3/\text{min}$$

$$1.2928 \text{ kg aire/m}^3$$

El enfriador requiere un total de 1273 m³/min de aire (44,921 CFM) std, para enfriar 804 tons de clinker por día.

A continuación se detallan las características de los compartimientos y la cantidad de aire manejado por cada uno de ellos para verificar la capacidad de los ventiladores.

Tabla 3.1 DATOS DE DISEÑO DEL ENFRIADOR DE PARRILLA.

| No. de compartimiento | No. de placas | CFM/placa | CFM totales | % aire que maneja |
|-----------------------|---------------|-----------|-------------|-------------------|
| 1 | 24 | 250 | 6000 | 21.3 |
| 2 | 42 | 200 | 8400 | 29.8 |
| 3 | 48 | 150 | 7200 | 25.5 |
| 4 | 66 | 100 | 6600 | 23.4 |

Total de aire manejado en los compartimientos = 28,200 CFM.

Como se puede observar, cada ventilador está diseñado para suministrar una cierta cantidad de aire del total requerido para enfriar el clinker, de modo que al multiplicar el porcentaje de aire que maneja cada compartimiento por el total de aire de enfriamiento, se obtiene el aire necesario en ese compartimiento para la nueva producción. Los resultados de ésta operación se encuentran en la última columna de la tabla 3.2.

2) Capacidades de los ventiladores: actual requerida.

Con los datos de diseño de los cuatro ventiladores correspondientes a cada uno de los compartimientos del enfriador, y los datos actuales con los que se trabaja, se pueden obtener las capacidades máximas y hacer una comparación con los requerimientos necesarios de aire en cada compartimiento.

Para realizar los cálculos se hace uso de las leyes de afinidad de los ventiladores centrífugos (1).

$$\frac{HP_1}{HP_2} = \left(\frac{V_1}{V_2} \right)^3 \dots\dots(1)$$

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{V_1}{V_2} \dots\dots(2)$$

en donde

HP_1 , HP_2 representan las potencias desarrolladas por el motor en caballos de fuerza, en las condiciones 1 y 2.

V_1 , V_2 son las velocidades que puede desarrollar el ventilador en rpm en las condiciones 1 y 2.

Q_1 , Q_2 son los caudales de gas manejado por el ventilador en CFM en las condiciones 1 y 2.

En la tabla 3.2 se encuentran los resultados obtenidos mediante el cálculo con las ecs. 1 y 2. Un ejemplo de ellos se muestra para el ventilador 1.

Datos del ventilador 1:

$$Q_1 = 9400 \text{ CFM}$$

$$HP_1 = 55 \text{ HP}$$

$$HP_2 = 75 \text{ HP}$$

$$V_1 = 1232 \text{ rpm}$$

$$V_2 = ?$$

$$Q_2 = ?$$

De acuerdo con la ec. 1

$$V_2 = V_1 \div \left(\frac{HP_1}{HP_2} \right)^{1/3}$$

Sustituyendo datos:

$$V_2 = 1232 / (55/75)^{1/3}$$

$$V_2 = 1365 \text{ rpm}$$

Con la ecuación 2:

$$Q_2 = Q_1 / V_1 \times V_2$$

Sustituyendo datos:

$$Q_2 = 9400/1232 \times 1365$$

$$Q_2 = 10,415 \text{ CFM}$$

La finalidad de la tabla 3.2 es facilitar la comparación de resultados para determinar si es factible que los ventiladores instalados sean usados en la nueva producción de cada horno. Para esto, basta observar el flujo máximo que puede manejar cada

ventilador y el aire que se requiere mover. A partir de esta observación se concluye que no es posible utilizar los ventiladores de los dos primeros compartimientos, por lo que sería necesario instalar ventiladores nuevos en el enfriador si se opta por ésta posibilidad.

3) Capacidad mecánica del enfriador.

La carga que puede soportar por condiciones mecánicas un enfriador con las características de los que se tienen instalados, es de 31.2 ton/día m^2 (dato de diseño).

El área total de las placas es de 16.7 m^2 (área de la parrilla)

Si se divide la producción de clinker entre el área de las placas, se obtiene la carga que debe soportar la parrilla.

$$\frac{677 \text{ ton clinker / día}}{16.7 \text{ m}^2} = 40.5 \text{ ton/día m}^2$$

Se requiere una carga de 40.5 ton/día m^2 y el enfriador solamente permite 31.2 ton/día m^2 , por lo tanto el enfriador no puede soportar una carga tan alta por propiedades mecánicas.

Por las consideraciones anteriores se puede concluir que el enfriador de parrilla no sirve para la finalidad deseada.

Tabla 3.2 DATOS DE DISEÑO Y OPERACION DE LOS VENTILADORES
INSTALADOS EN EL ENFRIADOR DE PARRILLA.

| Compartimiento y/o ventilador | 1 | 2 | 3 | 4 |
|----------------------------------|--------|--------|--------|--------|
| Presión in H ₂ O | 15.0 | 13.5 | 9.0 | 7.5 |
| HP motor | 75 | 60 | 75 | 75 |
| *Velocidad máx. rpm | 1365 | 1290 | 1437 | 1390 |
| Flujo máx. CFM | 10,415 | 10,436 | 16,061 | 17,860 |
| HP consumidos | 55 | 54 | 47 | 52 |
| Velocidad actual rpm | 1,232 | 1,246 | 1,232 | 1,232 |
| Flujo actual CFM | 9,400 | 10,080 | 13,770 | 15,830 |
| Aire necesario CFM | 9568 | 13,386 | 11,455 | 10,512 |

* Calculadas a partir de las ecuaciones 1 y 2.

3.2.3 AIRE DE COMBUSTION.

El aire de combustión necesario en los hornos para la calcinación de crudo, es provisto en una parte por el aire primario, que es aire del ambiente, el resto es tomado del primero y segundo compartimiento del enfriador de parrilla aprovechando la alta temperatura a la que sale de éste (11).

El aire primario representa un 10% del teóricamente necesario para la combustión del combustóleo (11).

Cálculo del aire de combustión.

Datos:

Producción = 677 ton. de clinker por día.

Calor necesario = 950 Kcal/kg de clinker.

Datos del combustible:

Poder calorífico = 9500 Kcal/kg.

Composición química (11):

| | | % en peso | Peso molecular |
|-----------|---|-----------|----------------|
| Carbono | C | 86.60 | 12.0 |
| Hidrógeno | H | 10.23 | 2.0 |
| Oxígeno | O | 0.03 | 32.0 |
| Nitrógeno | N | 0.04 | 28.0 |
| Azufre | S | 3.10 | 32.0 |

Combustible necesario:

$$677 \times 10^3 \text{ kg clinker/día} \times 950 \text{ kcal/kg clinker} \times \text{kg}/9500 \text{ kcal} \\ = 67,700 \text{ kg/día}$$

De acuerdo con la composición del combustible se tiene:

Carbono:

$$67,700 \frac{\text{Kg comb.}}{\text{día}} \times 0.866 = 58,628 \text{ kg de C/día}$$

Hidrógeno:

$$67,700 \frac{\text{Kg comb.}}{\text{día}} \times 0.1023 = 6,926 \text{ kg de H/día}$$

Oxígeno:

$$67,700 \frac{\text{Kg comb.}}{\text{día}} \times 0.0003 = 20.3 \text{ kg de O/día}$$

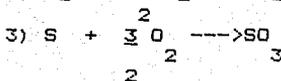
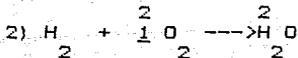
Nitrógeno:

$$67,700 \frac{\text{Kg comb.}}{\text{día}} \times 0.0004 = 27.1 \text{ kg de N/día}$$

Azufre:

$$67,700 \frac{\text{Kg comb.}}{\text{día}} \times 0.031 = 2,098.7 \text{ kg de S/día}$$

Son básicamente 3 reacciones las que se llevan a cabo durante la combustión:



Teóricamente se realiza una combustión completa, por lo que la cantidad de oxígeno necesario es, de acuerdo con las reacciones estequiométricas:

$$\text{C} + \text{O} \longrightarrow \text{CO} \quad 58,628 \frac{\text{Kg de C}}{\text{día}} \times \frac{32}{12} = 156,341 \frac{\text{Kg O}}{\text{día}}$$

El consumo de aire por kilogramo de combustible es:

$$\frac{71,562 \text{ m}^3 \text{ aire primario} / \text{día} \times 1.2928 \text{ Kg/m}^3}{67,700 \text{ kg comb./día}} = 1.4 \text{ kg aire primario/kg comb.}$$

o bien, 14 kg de aire total/kg de combustible.

3.2.4 VENTILADOR DE TIRO INDUCIDO.

Durante el proceso de calcinación del crudo para obtener el clinker, se genera una corriente de gases dentro del horno procedentes de la combustión del combustible, de la descarbonatación de los materiales, agua producida de la misma combustión y de la pasta en una mínima cantidad(11). Además de estos existe aire, llamado aire falso. Toda ésta corriente de gases es manejada por el ventilador de tiro inducido. Los datos técnicos de diseño de éste son los siguientes, en condiciones normales de operación de los hornos:

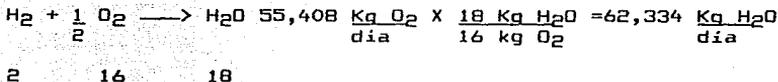
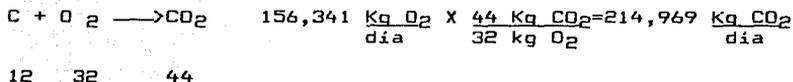
| | |
|----------------------------|--------------------------|
| Flujo de gas que maneja | 3400 m ³ /min |
| Temperatura del gas | 180 oC (356 oF) |
| Temperatura máxima del gas | 450 oC |
| Presión total | 315 mm columna de agua |
| Presión barométrica | 585 mm Hg |
| Densidad del gas | 0.55 Kg/m ³ |
| Velocidad angular | 760 rpm |
| Potencia necesaria | 312 HP |

Estos ventiladores fueron diseñados para manejar el flujo de gases de combustión para una producción promedio de 500 ton. clinker/día en proceso húmedo. Debido a la gran cantidad de agua que es producida en ese proceso, es probable que la capacidad del ventilador de tiro inducido fuera suficiente; para probar ésto es necesario realizar los cálculos descritos a continuación.

1.- Gases producidos por combustión.

La corriente de gases de combustión está constituida por bióxido de carbono, agua y nitrógeno de que se compone el aire.

Para calcular el CO₂ y el agua producidos durante la combustión, se puede hacer uso de los cálculos de las páginas 49 y 50, y de este modo, con el oxígeno consumido se obtienen éstos gases por estequiometria de la reacción de combustión.



El flujo volumétrico de éstos gases es, con densidades a 0oC y 1 atm. de presión (7):

$$\text{Densidad del CO}_2 = 1.977 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\text{Densidad del H}_2\text{O} = 0.804 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\text{CO}_2 : \frac{214,969 \frac{\text{kg CO}_2}{\text{dia}}}{1.977 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 107,646 \frac{\text{m}^3 \text{CO}_2}{\text{dia}}$$

$$\text{H}_2\text{O} : \frac{62,334 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{dia}}}{0.804 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 77,530 \frac{\text{m}^3 \text{H}_2\text{O}}{\text{dia}}$$

El N₂ que acompaña al aire primario es 565,340 m³/dia, de modo que el N₂ total es 565,340 m³/dia, porque el aire primario es el 10% del aire total.

Por lo tanto, los gases de combustión son:

$$\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} + \text{N}_2 = 107,646 + 77,530 + 565,340 = 750,516 \frac{\text{m}^3}{\text{dia}}$$

2.- CO₂ producido por descarbonatación de las materias primas.

La mezcla de materias primas crudas alimentada al horno está constituida por un 77.6 % de carbonatos de calcio y de magnesio (11).

La determinación de la cantidad de mezcla cruda que debe calcinarse para una cierta producción de clinker está basada en las pérdidas por ignición que sufren los materiales (8). Estas pérdidas se pueden determinar experimentalmente en el laboratorio. Teniendo su valor se puede hacer la siguiente relación:

$$RFM = \frac{1}{1 - P_{ig}} \dots\dots\dots(3)$$

en donde RFM (Raw Mix Factor) es un factor que relaciona directamente la producción de clinker con el crudo alimentado. P_{ig} es el %de pérdidas por ignición, con un valor experimental promedio de 35 % (9).

Sustituyendo el valor de P_{ig} en la ec. 3 se obtiene:

$$RFM = \frac{1}{1 - 0.35} = 1.54$$

Con base en la producción de clinker de 677 tons/día, el crudo alimentado es:

$$\frac{677 \text{ tons clinker}}{\text{día}} \times 1.54 = 1,043 \text{ tons/día}$$

Ahora bien, la descarbonatación procede de acuerdo a la siguiente reacción:



(Para efectos de cálculo, y debido a la gran cantidad de carbonatos presente en la mezcla cruda, se considera solo el peso molecular del carbonato de calcio (11)).

Entonces, los carbonatos que constituyen la mezcla cruda son, basados en que su contenido en ésta mezcla es de 77.6 % (11):

$$1,043 \frac{\text{tons}}{\text{día}} \times 0.776 = 809 \frac{\text{tons}}{\text{día}} \text{ de CaCO}_3$$

y por consiguiente, el CO₂ producido por descarbonatación:

$$809 \frac{\text{tons CaCO}_3}{\text{día}} \times \frac{44}{100} = 356 \text{ tons CO}_2/\text{día}$$

Para obtener el CO₂ en volumen, dividimos entre su densidad a condiciones estandar:

$$\text{Densidad del CO}_2 = 1.977 \text{ Kg/m}^3$$

$$\frac{356 \times 10^3 \text{ Kg CO}_2/\text{día}}{1.977 \text{ Kg CO}_2/\text{m}^3} = 1.8 \times 10^5 \text{ m}^3 \text{ CO}_2/\text{día}.$$

Por lo tanto, por descarbonatación de los materiales se producen $1.8 \times 10^5 \text{ m}^3$ de CO_2 por día.

3.- Agua en la mezcla gaseosa.

El agua presente tiene dos procedencias, la que es generada por la combustión y el agua libre del crudo, que representa en un proceso seco el 1% máximo del crudo en peso (11).

De la sección 3.2.4 apartado 1, se tiene que el agua producida por combustión es de 62,334 Kg/día.

$$\begin{aligned} \text{El agua libre en el crudo es} &= (0.01) (1,043 \text{ tons/día}) \\ &= 10.43 \text{ tons/día} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Agua total} &= \text{agua producida por combustión} + \text{agua libre en} \\ &\hspace{15em} \text{el crudo} \\ &= 62.334 + 10.43 = 72.8 \text{ tons H}_2\text{O/día} \end{aligned}$$

El flujo volumétrico de agua total, con densidad a condiciones estandar será:

$$\frac{72.8 \times 10^3 \text{ Kg agua / día}}{0.804 \text{ Kg/m}^3} = 9.055 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{día}$$

4.- Aire falso.

Este aire representa un exceso del requerido para la combustión y se calcula como el 30% del volumen de gases secos manejados en el horno(11), lo que es igual a la suma de CO_2 producido en la combustión + N_2 que acompaña al oxígeno de combustión en el aire + CO_2 producido por descarbonatación.

$$\text{CO de combustión} = 107,646 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$\text{N de aire total} = 565,340 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$\text{CO descarbonatación} = 180,000 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$\text{total} = 852,986 \text{ m}^3/\text{día} = 8.5299 \times 10^5 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$\begin{aligned} \text{entonces, aire falso} &= 0.3 \times 8.5299 \times 10^5 \text{ m}^3/\text{día} \\ &= 2.559 \times 10^5 \text{ m}^3/\text{día} \end{aligned}$$

Finalmente, el total de gases dentro del horno será igual a la suma de gases secos + (agua de combustión + agua libre) + aire falso.

$$\text{Gases secos} = 8.5299 \times 10^5 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$\text{Agua de combustión + agua libre} = 9.055 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$\text{Aire falso} = 2.559 \times 10^5 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$\text{Total de gases} = 1.1994 \times 10^6 \text{ m}^3/\text{día} = 832.9 \text{ m}^3/\text{min}$$

El volumen total de gases manejado por el ventilador de tiro inducido requerido es de 832.9 m³/min, a 0°C y 1 atm de presión.

Haciendo corrección por presión y temperatura en los datos del ventilador instalado, se tiene:

$$3400 \text{ m}^3/\text{min} \times \frac{585}{760} \times \frac{460+32}{460+356} = 1578 \text{ m}^3/\text{min}$$

El ventilador de tiro inducido instalado puede manejar un flujo de $1578 \text{ m}^3/\text{min}$ y se requiere que maneje $832.9 \text{ m}^3/\text{min}$, por lo que parece ser adecuado, sin embargo, tiene una presión de 315 mm columna de agua, y se requieren 800 mm columna de agua (11), para un proceso seco.

3.3 RESULTADOS.

El cambio de proceso húmedo a seco trae consigo un ahorro de 16.728 millones de nuevos pesos anuales en lo que respecta a consumo de combustible para una producción de 2000 toneladas de clinker por día.

Los requerimientos del equipo por la modificación y su máxima capacidad se agrupan en la tabla 3.3.

Tabla 3.3 RESULTADOS DE LOS CALCULOS DEL EQUIPO REQUERIDO MODIFICANDO EL SISTEMA ACTUAL.

| Descripción | Condición actual | Condición modificada |
|--------------------------------|--|--|
| 1.- Horno | Diámetro 3.3 m Longitud 106.7 m Volumen 912 m ³ Producción 475 ton/día | Diámetro 3.3 m Longitud 52.8 m Volumen 451.6 m ³ Producción 677 ton/día |
| 2.-Enfriador | | |
| Ventiladores | Flujo máximo | Flujo requerido |
| Compartimiento 1 | 10,415 CFM | 9,568 CFM |
| " 2 | 10,436 CFM | 13,886 CFM |
| " 3 | 16,061 CFM | 11,455 CFM |
| " 4 | 17,860 CFM | 10,512 CFM |
| Carga | 31.2 ton/día m ² | 40.5 ton/día m ² |
| 3.-Ventilador de tiro inducido | Presión total: 315 mm columna de agua Flujo de gas: 1578 m ³ /min std. (55,688 CFM) | Presión requerida: 800 mm columna de agua Flujo requerido: 832.9 m ³ /min std. (29,391 CFM) |

C A P I T U L O 4

DETERMINACION Y DIMENSIONAMIENTO DEL EQUIPO PRINCIPAL PARA UNA PRODUCCION DE CLINKER DE 2,000 TONELADAS POR DIA CON UN SOLO HORNO

Instalar un solo horno con capacidad para producir 2000 tons clinker/día involucra una inversión considerable, sin embargo es bastante recomendable, ya que tendrá un largo tiempo de vida útil y será desde luego, un sistema con mucha mayor eficiencia y alta productividad.

La determinación y capacidad del equipo utilizado en el proceso de fabricación de cemento vía seca se hace en este caso con base en la producción que se desea obtener y al enfriamiento del clinker.

El equipo que se dimensiona incluye el enfriador de clinker, el horno largo rotatorio, el precalentador, el ventilador de tiro inducido y los silos de homogeneización y almacenamiento de crudo.

Los molinos de crudo y acabados no son dimensionados por que se tienen ya instalados dos en la planta con capacidad de 200 ton/hr.

4.1 PRODUCCION DE LOS MOLINOS.

Los molinos de crudo y acabado son molinos de bolas de circuito cerrado, con capacidad de producción máxima de 200 tons/hr, como menciona anteriormente.

4.2 SILOS DE HOMOGENEIZACION.

La homogenización de crudo se lleva a cabo por medio de equipo neumático(3), que permite, además de un buen mezclado, el transporte de material. Los silos son de construcción cilíndrica y fondo plano dotados con cajas de material permeable al aire.

El cálculo de la capacidad de éstos silos se hace en base a la producción de los molinos y a un tiempo de retención del material en los silos, considerado como el tiempo que tardaría en llenarse el silo(3).

Lo anterior se expresa como

$$\text{tiempo de retención, } \theta_r = \frac{\text{Capacidad del silo}}{\text{Molienda}}$$

Por experiencia se sabe que θ_r tiene un valor promedio de 10 horas (3).

Si se considera una producción de molinos de 200 tons/hr y $\theta_r=10$ hr, de la expresión anterior se puede obtener la capacidad del silo que es igual a 2000 toneladas.

La relación L/D para estos silos es de 1.5, por lo tanto $L=1.5 D$ (3).

$\sqrt[3]{}$ El peso volumétrico del crudo seco es igual a 1.2 tons por m (8).

Con estos datos se puede obtener el volumen del silo:

$$\text{Volumen del silo} = \frac{2,000 \text{ ton}}{\sqrt[3]{1.2 \text{ ton/m}}} = 1,667 \text{ m}^3$$

Si el volumen de un cilindro se calcula como

$$V = 0.785 D^2 h$$

al sustituir valores queda:

$$1.667 \text{ m}^3 = 0.785 D^2 \times 1.5 D$$

$$1.667 \text{ m}^3 = 1.1775 D^3$$

$$D = \left(\frac{1.667}{1.1775} \right)^{1/3}$$

$$D = 11 \text{ m}$$

por lo tanto $L = 16.5 \text{ m}$

Ahora bien, debido a que el espesor de la pared del silo debe ser de aproximadamente 40 cm(3), el diámetro externo del silo es de 11.8 m y con una área transversal interna de 95 m².

El número de placas porosas que se necesitan se calcula a partir de los siguientes datos:

$$\text{Área superficial de la placa} = 0.0625 \text{ m}^2 \quad (3)$$

$$\# \text{ de placas} = \frac{\text{Área transversal del silo}}{\text{Área superficial de la placa}}$$

$$\# \text{ de placas} = \frac{95}{0.0625} = 1520 \text{ placas}$$

$$\# \text{ de placas} = \frac{95}{0.0625} = 1520 \text{ placas}$$

Por otro lado, no toda el área transversal del silo la ocupan las placas, existen accesorios entre ellas que ocupan aproximadamente el 30% del área total (3).

$$\text{Entonces, } 1,520 \times 0.7 = 1,064 \text{ placas.}$$

Esto significa que la corriente de aire fluirá a través de 1,064 placas. El flujo de aire recomendado por placa es de 5 CFM std.

Haciendo cálculos se obtiene que es necesario un flujo de aire de

$$1,064 \text{ placas} \times \frac{5 \text{ CFM}}{\text{placa}} = 5320 \text{ CFM std.}$$

De ésta cantidad de aire, un 75% es de aire para mezcla y el resto es de aireación.

$$\text{Flujo de aire para mezcla} = 0.75 \times 5320 = 3990 \text{ CFM std.}$$

$$\text{Flujo de aire para aireación} = 0.25 \times 5320 = 1330 \text{ CFM std.}$$

Se requieren dos compresores, uno de capacidad para 3990 CFM std y el otro de 1330 CFM std.

Es conveniente instalar dos silos de homogenización de crudo para tener uno como auxiliar en caso de falla del otro.

4.3 Silos de almacenamiento de crudo.

El consumo diario de crudo es de 3200 tons. Se considera que es suficiente tener almacenado en silos lo necesario para 7 días de consumo y que son suficientes dos silos cilindricos de fondo plano.

De acuerdo con esto, se requiere almacenar:

$$3200 \frac{\text{tons}}{\text{día}} \times 7 \text{ días} = 22,400 \text{ tons.}$$

con un peso volumétrico del crudo de 1.2 tons/m³

$$\frac{22,400 \text{ tons}}{3} = 18,667 \text{ m}^3$$

1.2 tons/m³

Cada silo es de un volumen igual a $18,667/2 = 9,333 \text{ m}^3$

Con una relación L/D de 1.5, se calculan las dimensiones de los silos; como en el caso de los silos de homogenización, de ello resulta.

D interior=19.4m

D exterior=20.2m

Altura=29.1m

Los silos de almacenamiento son de 20.2 m de diámetro externo, altura igual a 29.1 m y un volumen de 9,333 m³ cada uno.

Por razones de minimizar el espacio puede ser posible que los silos de homogeneización se construyan sobre los de almacenamiento constituyendo solamente dos unidades.

4.4 DISEÑO DEL ENFRIADOR.

Para determinar el tipo de enfriador que puede ser empleado se consideran varios factores (3):

- 1) Diferencia de temperatura del clinker.
- 2) Consumo específico de energía del enfriador.
- 3) Cantidad de aire frío manejado en el enfriador.
- 4) Contaminación ambiental.
- 5) Mantenimiento.

El problema de la contaminación ambiental es un factor importante que no se debe pasar por alto y se debe evitar al máximo; si el aire empleado se debe regresar a la atmósfera requiere ser desempolvado, lo que implica equipo adicional.

Un tipo de enfriador denominado planetario, presenta varias ventajas sobre los de parrilla que son también muy empleados (3), todo el aire usado para enfriamiento lo es también en la combustión, de manera que en lugar de usar aire frío es aire caliente y también se evita con esto la contaminación ambiental. Otras ventajas son el poco mantenimiento que requiere y la temperatura tan baja que alcanza el clinker.

Estos enfriadores constan de varios tubos, 10 u 11, situados en la periferia del extremo más caliente del horno, dispuestos en forma de corona y constituyendo una parte integrante del horno. Se mueven conjuntamente con el horno(3), sin tener accionamiento propio. Los tubos enfriadores individuales están hasta el 25% de su longitud revestidos con material refractario. El enfriamiento se realiza a contracorriente (3).

4.4.1 Diseño del enfriador planetario.

- a) Se considera primero que los tubos para enfriador planetario guardan una relación L/D igual a 12 (3).

b) Se determina el volumen total necesario del enfriador planetario para un caudal de 2000 tons clinker/día, y con la gráfica 1.

Con el empleo de esta gráfica, para una producción de 2,000 ton de clinker en 24 horas, obtenemos dos valores para el volumen total de los enfriadores, 700 y 640 m³. El valor de 670 m³ es el promedio y ese será considerado como el requerido.

c) Diámetro de los tubos del enfriador. Queda en función del diámetro del horno (3).

Para esta determinación se hace uso de la gráfica 2 (3).

Con un diámetro del horno rotatorio de 5m, se obtienen nuevamente dos valores para el diámetro de los tubos del enfriador, 1.9 y 1.75 m. De éstos se considera el mayor, 1.9 m.

d) Determinación de la temperatura de salida del aire del enfriador. Esto se consigue mediante el balance de energía en el enfriador, y para ello se hace uso de los datos obtenidos anteriormente.

Relación L/D=12

Diámetro de tubos=1.9 m

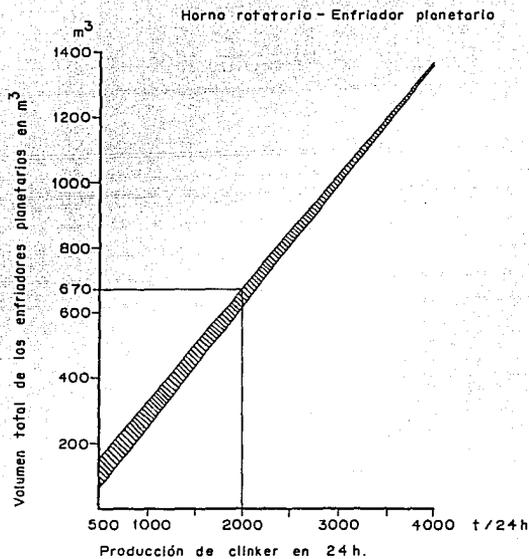
De aquí, $L=12 D = 12 (1.9) = 22.8 \text{ m} = 23 \text{ m}$

Volumen de los tubos = $n r^2 h = n (0.95)^2 (23) = 65.2 \text{ m}^3$

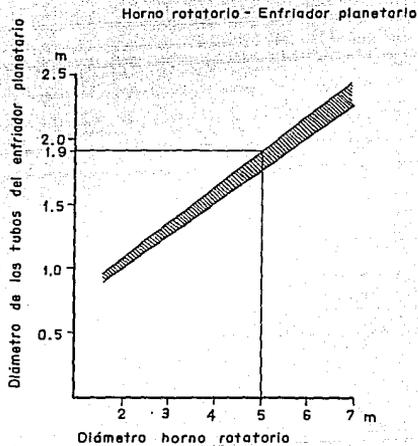
Número de tubos del enfriador = volumen total necesario

Volumen de los tubos

Núm. de tubos del enfriador = $670/65.2 = 11 \text{ tubos}$.



Gráf. 1. Volumen total de los enfriadores planetarios y caudal del horno en 24 h.



Gráf. 2. Diámetro del horno rotatorio y de los tubos correspondientes del enfriador planetario.

Datos para el balance de energía.

Consumo de combustible:

$$\begin{array}{r} 2 \times 10^6 \text{ kg clinker} \times 950 \text{ Kcal} \\ \hline \text{dia} \qquad \qquad \text{kg clinker} = 2 \times 10^5 \text{ kg comb.} \\ \text{dia} \\ \hline 9,500 \text{ Kcal} \\ \text{kg. comb.} \end{array}$$

De acuerdo con el cálculo hecho en el capítulo anterior, son necesarios 14 kg de aire por cada kilogramo de combustible.

El aire necesario:

$$2 \times 10^5 \frac{\text{kg comb}}{\text{dia}} \times 14 \frac{\text{kg aire}}{\text{kg comb.}} = 2.8 \times 10^6 \frac{\text{kg aire}}{\text{dia}}$$

Luego, aire necesario para enfriar clinker = aire necesario para la combustión.

$$\text{Masa de aire} = 2.8 \times 10^6 \text{ kg aire/dia}$$

$$C_p \text{ del aire} = 0.26 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Temperatura inicial del aire} = 20 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Temperatura final de aire} = ?$$

$$\text{Temperatura de entrada del clinker al enfriador} = 1200 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Temperatura de salida del clinker del enfriador} = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Masa de clinker} = 2 \times 10^6 \text{ kg/dia}$$

$$C_p \text{ del clinker} = 0.24 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}$$

Considerando la igualdad:

Calor cedido por el clinker = calor ganado por el aire, se obtiene la temperatura de salida del aire del enfriador. Para esto se emplea la ecuación, $G = m C_p \Delta T \dots (4)$

en donde Q es el calor ganado por el aire ò perdido por el clinker.

Calor perdido por el clinker, Q_c :

$$Q_c = m_c C_p \Delta T_c$$

$$Q_c = (2 \times 10^6 \text{ kg}) (0.24 \frac{\text{kcal}}{\text{kg } ^\circ\text{C}}) (1200-50) ^\circ\text{C}$$

$$Q_c = 5.52 \times 10^8 \text{ kcal/día}$$

Temperatura final del aire, T_f :

$$m_a C_p (T_f - T_a) = 5.52 \times 10^8 \text{ kcal/día}$$

$$(2.8 \times 10^6 \text{ kg aire}) (0.26 \frac{\text{kcal}}{\text{kg } ^\circ\text{C}}) (T_f - 20) = 5.52 \times 10^8 \text{ kcal/día}$$

$$T_f = \frac{5.52 \times 10^8 \text{ kcal/día}}{(2.8 \times 10^6 \text{ kg aire}) (0.26 \frac{\text{kcal}}{\text{kg } ^\circ\text{C}})} + 20$$

$$T_f = 778 ^\circ\text{C}$$

Se pueden resumir los datos de diseño del enfriador planetario como sigue:

- 1) Relación $L/D = 12$
- 2) Volumen total necesario = 670 m^3
- 3) Diámetro de los tubos = 1.9 m
- 4) Volumen de cada tubo = 65.2 m^3
- 5) Número de tubos = 11
- 6) Temperaturas:

| | Entrada | Salida |
|---------|---------|--------|
| Clinker | 1200 oC | 50 oC |
| aire | 20 oC | 778 oC |

$$\begin{aligned}
 7) \text{ Aire que maneja el enfriador} &= 2.8 \times 10^6 \text{ kg aire/día} \\
 &= 1.504 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{min std}
 \end{aligned}$$

4.5 DISEÑO DEL HORNO ROTATORIO PARA PROCESO SECO.

Debido a la variedad de sistemas de horno rotatorio y procesos de clinkerización así como de los factores de operación que influyen en la capacidad y eficiencia de los hornos, no es posible el establecimiento de correlaciones que permitan calcular el caudal del horno. Sin embargo se cuenta con datos estadísticos para diferentes tipos de hornos, que para efectos prácticos estas cifras pueden tomarse como bases para el diseño de los hornos.

Con base en lo anterior se trata de seguir un procedimiento adecuado en el diseño del horno(3), partiendo de una relación L/D de 16, para obtener $L=16 D$ y considerando un factor de Watson-Walker, el cual fué tratado en el capítulo anterior de 1.5 ton/día m^3 , se puede plantear la relación:

$$\begin{aligned}
 \text{Producción} &= \text{Volumen del horno} \times \text{factor} \\
 2000 \frac{\text{tons}}{\text{día}} &= 0.785 D^2 \times L \times 1.5 \frac{\text{tons}}{\text{día m}^3}
 \end{aligned}$$

$$\text{con } L = 16 D$$

$$2000 \text{ tons/día} = 0.785 D^2 \times 16 D \times 1.5$$

$$D = \left[\frac{2000}{0.785 * 18 * 1.5} \right]^{1/3}$$

$$D = 4.66 \text{ m}$$

$$L = 74.6 \text{ m}$$

Aproximando los valores se tiene un diámetro de 5m y la longitud del horno igual a 80m.

Los pasos para el diseño son descritos a continuación (3):

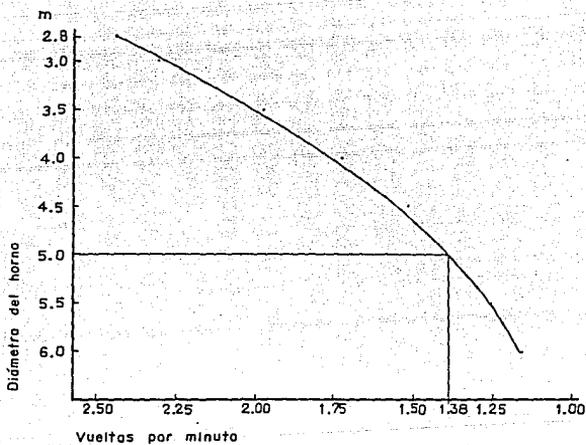
4.5.1 Grado de llenado y pendiente del horno.

El grado de llenado se puede considerar como un 12% (3).

Para determinar la pendiente de los hornos rotatorios no hay ninguna regla válida, solamente se han recopilado datos en hornos instalados y consideran para un grado de llenado óptimo una pendiente determinada (3). Estos valores se resumen en la tabla 4.1, y de aquí se obtiene para un grado de llenado de 12% una pendiente del horno de 3%, lo que corresponde a 1.350 (considerando que $\tan 45^\circ = 1 = 100\%$), y medidos sobre el plano horizontal.

4.5.2 Número de vueltas del horno rotatorio.

Es usual considerar una velocidad periférica de 36 cm/seg (3), lo que permite hacer uso de la gráfica 3 que fué construida para hornos rotatorios secos con ésta velocidad. Así, para un horno de 5 m de diámetro corresponden 1.38 vueltas por minuto.



Gráf. 3. Diámetro del horno y vueltas por minuto para velocidad tangencial del horno de 36 cm/seg.

Tabla 4.1 PENDIENTE DEL HORNO Y GRADO DE LLENADO.

| Pendiente del horno , % 100% = tang 45o | Grado de llenado correspondiente en % |
|--|--|
| 4.5 | 9 |
| 4.0 | 10 |
| 3.5 | 11 |
| 3.0 | 12 |
| 2.5 | 13 |

4.5.3. Transporte del material en el horno rotatorio.

Para calcular el tiempo de paso de las partículas de material a lo largo de un horno cilindrico para cemento, se puede emplear la ecuación del Bureau of Mines de los Estados Unidos (3).

$$t = 1.77 L \sqrt{p} \cdot F \dots\dots (5)$$

p.d.n

en donde:

t = tiempo de paso, en minutos

l = largo del horno rotatorio, en metros

p = pendiente del horno, en grados sexagesimales

d =diámetro del horno, en metros

n =vueltas por minuto

\emptyset =talud natural del material seco, en grados

F =factor que tiene en cuenta las estrangulaciones
en el cilindro. F = 1.

El talud natural para la caliza y los componentes de la arcilla es, aproximadamente, 36°, lo que es suficiente para fines prácticos.

Sustituyendo los valores obtenidos anteriormente en la ecuación 5, obtenemos:

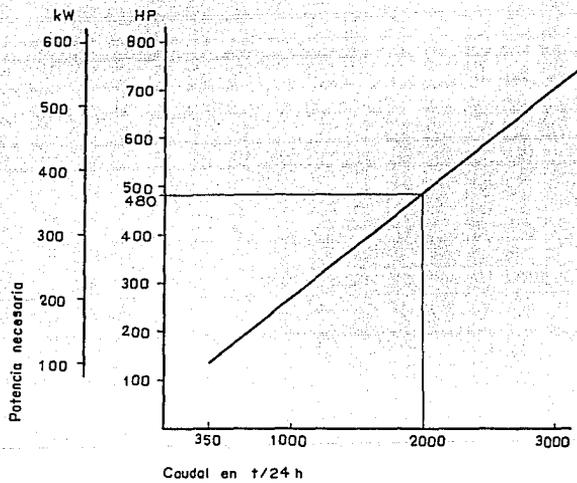
$$t = \frac{(1.77) (80) (\sqrt{36})}{(1.4) (5) (1.4)} = 86.7 \text{ minutos.}$$

$$(1.4) (5) (1.4)$$

4.5.4. Potencia necesaria para accionar el horno.

En la operación normal del horno, la potencia efectiva es aproximadamente, el 40 - 60% de la potencia instalada. El resto queda a disposición de eventuales perturbaciones de operación, tales como desprendimiento de masas de costra, desgaste de anillos, etc.

En la gráfica 4, se muestra la potencia total absorbida por los hornos con intercambiador de calor en relación con el caudal del horno. De ésta gráfica, para un caudal de 2000 ton clinker/día se obtiene una potencia necesaria de 480 HP, que equivale a 358 KW.



Gráf. 4. Potencia específica necesaria en los hornos con intercambiador en relación con el caudal del horno.

Resumiendo, los datos técnicos de diseño del horno largo rotatorio para vía seca son:

Producción = 2,000 ton clinker/día

Diámetro = 5 m

Largo = 80 m

Relación L/D = 16

Grado de llenado = 12%

Pendiente = 3% = 1.4 °

Número de vueltas = 1.4 vueltas por minuto

Tiempo de paso de las partículas de material en el horno = 86.7 minutos.

Potencia necesaria para accionar el horno = 480 HP ó 358 KW.

4.6. GASES PRODUCIDOS EN EL HORNO DURANTE LA COMBUSTION.

En un proceso para cemento vía seca, éstos gases juegan un papel muy importante, ya que de su aprovechamiento depende el consumo energético del proceso (11). Los gases son llevados al precalentador de material crudo, luego se hacen pasar por una torre de enfriamiento en donde ocurre una transferencia de masa y de calor y posteriormente son liberados al aire ambiental. Todo éste proceso se da con el ventilador de tiro inducido que permite su transporte.

Esta corriente de gases denominada gases de combustión está constituida por los gases producto de la combustión del combustóleo, de la descarbonatación de los materiales, el vapor de agua presente debido a la pérdida de agua libre de los

materiales y finalmente es considerado el aire falso. Su calculo se realiza a continuación.

4.4.1. Gases producidos por el combustible.

En la sección 4.4.1 de este capítulo se calculó el consumo de combustible que es de 2×10^5 kg por día, y de acuerdo a la composición del combustible (capítulo 3), se obtienen las cantidades de los componentes presentes.

| Componente | kg/hr |
|------------|---------|
| C | 7,216.0 |
| H | 852.5 |
| O | 2.5 |
| N | 3.3 |
| S | 258.3 |

Los gases producidos son CO_2 , H_2O y SO_3 . El SO_3 se combina con los K_2O y Na_2O presentes en la materia prima para formar los sulfatos correspondientes(3). El nitrógeno y el oxígeno salen conservando su identidad como aire.

A partir de la reacción



Se puede calcular el CO_2 producido por los 7,216 kg/hr de carbono presente en el combustible.

$$7,216 \frac{\text{kg C}}{\text{hr}} \times \frac{44 \text{ kg CO}_2}{12 \text{ kg C}} = 26,459 \frac{\text{kg CO}_2}{\text{hr}}$$

Lo mismo para el agua de combustión:

$$852.5 \frac{\text{kg H}_2}{\text{hr}} \times \frac{18 \text{ kg H}_2\text{O}}{2 \text{ Kg H}_2} = 7,672.5 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{hr}}$$

El SO₃ producido es 646 kg/hr.

Para convertir a volumen se hace uso de las densidades de los compuestos a 0°C y 1 atm de presión.

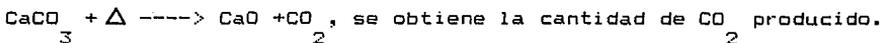
| Compuesto | Densidad kg/m ³ | Volumen presente, m ³ /hr |
|---------------------------------|-------------------------------|--------------------------------------|
| CO ₂ | 1.977 | 13,383.4 |
| H ₂ O | 0.804 | 9,543.0 |
| N ₂ + O ₂ | 1.2928 | 4.5 |

4.6.2 Gases debidos a la descarbonatación.

La cantidad de crudo manejado es de 3200 tons/día. De esto, el 77.6% es de carbonatos(S), por lo tanto, se tiene lo siguiente:

$$(0.776) (3200) = 2,483.2 \text{ tons CaCO}_3/\text{día}$$

Por la estequiometria de la reacción de descarbonatación



ESTA TAREA NO DEBE
CALER EN LA BIBLIOTECA

$$2.483 \times 10^6 \frac{\text{kg CaCO}_3}{\text{día}} \times \frac{44 \text{ kg CO}_2}{100 \text{ kg CaCO}_3} = 1.093 \times 10^6 \frac{\text{kg CO}_2}{\text{día}}$$

$$= 4.6 \times 10^4 \frac{\text{kg CO}_2}{\text{hr.}}$$

con densidad 1.977 kg/m^3 , el volumen de CO_2 producido es de

$$2.327 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{hr}$$

4.6.3. Agua libre del crudo.

Partiendo de que el contenido de agua en el crudo no es mayor del 1% del peso del crudo (8).

$$3.2 \times 10^6 \frac{\text{kg crudo}}{\text{día}} * 0.01 = 3.2 \times 10^4 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{día}}$$

$$= 1.33 \times 10^3 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{hr}}$$

lo que en volumen con densidad 0.804 kg/m^3 representa $1.654 \times 10^3 \text{ m}^3 \text{ H}_2\text{O/hr.}$

4.6.4. Nitrógeno presente en el aire de combustión:

Aire requerido para la combustión = $14 \frac{\text{Kg aire}}{\text{Kg comb.}}$

$$2 \times 10^5 \frac{\text{Kg comb.}}{\text{día}} \times 14 \frac{\text{Kg aire}}{\text{kg comb.}} = 2.8 \times 10^6 \frac{\text{Kg aire}}{\text{día}}$$

Si la composición del aire es 21% O_2 y 79% N_2 , con den-

sidad igual a 1.2928 kg/m^3 , se tendrá:

$$2.8 \times 10^6 \frac{\text{Kg aire}}{\text{día}} \times 0.79 = 1.711 \times 10^6 \text{ m}^3/\text{día de N}_2$$

$$1.2928 \text{ kg/m}^3 = 7.13 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{hr de N}_2$$

o bien, considerando una densidad para el nitrógeno de 1.25 kg/m^3 (9), el flujo másico será de $8.9 \times 10^4 \text{ Kg/hr.}$

El flujo de gases de combustión sin aire falso será:

$$\begin{aligned}
 & \text{CO}_2 \text{ combustible} + \text{H}_2\text{O comb.} + (\text{N}_2 + \text{O}_2) \text{ comb.} + \text{CO}_2 \\
 & \text{descarbonatación} + \text{H}_2\text{O crudo} + \text{N}_2 \text{ aire.} \\
 & 13,383.4 + 9,543.0 + 4.5 + 23,270 + 1,654 + 71,300 \\
 & \text{lo que dá un total de } 119,155 \text{ m}^3/\text{hr std.}
 \end{aligned}$$

4.6.5. Aire falso.

Este aire se puede calcular como el 30% del volumen de gases secos que componen los gases de combustión (CO_2 aire y nitrógeno).

$$\text{CO}_2 \text{ combustión} = 13,383.4 \text{ m}^3/\text{hr.}$$

$$(\text{N}_2 + \text{O}_2) \text{ combustión} = 4.5 \text{ m}^3/\text{hr.}$$

$$\text{CO}_2 \text{ de descarbonatación} = 23,270 \text{ m}^3/\text{hr.}$$

$$\text{N}_2 \text{ del aire empleado en la combustión} = 71,300 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$\text{Total de gases secos} = 107,958 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$\text{Aire falso} = (107,958 \text{ m}^3/\text{hr})(0.3) = 32,387 \text{ m}^3/\text{hr.}$$

El total de gases de combustión que son enviados al precalentador será la suma de aire falso más gases de combustión.

$$\text{Gases de combustión} = \text{gases secos} + \text{agua} = 119,155 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$\text{Aire falso} = 32,387 \text{ m}^3/\text{hr.}$$

$$\text{Total de gases de combustión} = 151,542 \text{ m}^3/\text{hr, std.}$$

De mediciones prácticas se conoce que los gases tienen una temperatura de aproximadamente 1100°C al abandonar el horno (11).

4.7. DIMENSIONAMIENTO DEL PRECALENTADOR DE SUSPENSIÓN DE GASES.

El diseño del precalentador de suspensión es información confidencial de la Compañía F.L. Smith, que no puede obtenerse. Por tanto se hace un dimensionamiento aproximado en base a las medidas de un precalentador que se tiene instalado en la Planta para producción de cemento tipo I exclusivamente.

Los ciclones de la primera etapa del precalentador y el resto de los componentes de este equipo se dimensionan en base a la relación que existe entre el diámetro del ciclón (en su extremo cilíndrico) de la 2a. etapa y las dimensiones de cada una de estas partes (ver figura 4).

Con el empleo de la ecuación $\frac{Q^2}{S} = K \dots 8$ (5) en

donde:

Q = caudal de gases de combustión, m³/min.

S = diámetro interno del ciclón de 2a. etapa, en metros.

K = 500 mm de columna de agua.

permite conocer el diámetro que pueden tener los ciclones en la 2a., 3a. y 4a etapa, que tienen iguales dimensiones, conocido el caudal de gases generados en el horno.

El procedimiento efectuado se puede describir con el siguiente ejemplo: en el precalentador que se tiene instalado el diámetro interno del ciclón de la 2a. etapa es de 3.6 m y el del ciclón de la 1a. etapa es de 2.31 m, la relación es $\frac{2.31}{3.60}$ lo que es igual a 0.64.

Para los ductos conductores se hace lo mismo, considerar la relación de diámetro del ducto con respecto al diámetro del ciclón de la 2a. etapa, como muestra, se tiene para el diámetro del ducto de la 2a. etapa un valor de 3.15 m y entonces la relación es: $3.15 = 0.875$.

3.60

Volviendo a la ecuación 8, al sustituir valores se tiene:

$$Q = 151,542 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} = 2.526 \times 10^3 \frac{\text{m}^3}{\text{min.}}$$

$$\frac{(2.526)^2}{S} = 500$$

despejando S,

$$S = \left(\frac{(2.526)^2}{500} \right)^{0.2}$$

$$S = 6.6 \text{ m}$$

Entonces, para obtener las dimensiones aproximadas del precalentador, se multiplica por 6.6 las relaciones descritas anteriormente y los resultados se encuentran en las tablas siguientes.

Tabla 4.2. DIMENSIONES DEL PRECALENTADOR INSTALADO, EN METROS.

| | Etapas | | | |
|-----------------------------|--------|------|------|-------------|
| | 1a. | 2a. | 3a. | 4a. |
| Diámetro interno | 2.31 | 3.60 | 3.60 | 3.60 |
| Altura del cilindro | 1.98 | 2.70 | 2.70 | 2.70 |
| Altura del cono | 3.34 | 2.90 | 2.90 | 2.56 y 0.75 |
| Diámetro del ducto | 1.52 | 1.67 | 1.67 | 1.67 |
| Longitud del ducto | 7.13 | 6.74 | 6.73 | 9.44 |
| Inclinación del cono | 75o | 65o | 65o | 65o |
| Diámetro del tubo de salida | 0.32 | 0.32 | 0.32 | 0.75 |
| Longitud del tubo de salida | | 4.79 | 7.50 | 4.99 |

Tabla 4.3. RELACIONES ENTRE EL DIAMETRO DEL CICLON DE LA 2a. ETAPA Y EL RESTO DE LOS COMPONENTES DEL PRECALENTADOR INSTALADO.

| | Etapas | | | |
|-----------------------------|--------|-------|-------|---------------|
| | 1a. | 2a. | 3a. | 4a. |
| Diámetro interno | 0.641 | 1 | 1 | 1 |
| Altura del cilindro | 0.550 | 0.750 | 0.750 | 0.750 |
| Altura del cono | 0.926 | 0.806 | 0.806 | 0.710 y 0.209 |
| Diámetro del ducto | 0.422 | 0.463 | 0.463 | 0.463 |
| Longitud del ducto | 1.981 | 1.874 | 1.871 | 2.624 |
| Diámetro del tubo de salida | 0.088 | 0.088 | 0.088 | 0.207 |
| Longitud del tubo de salida | | 1.331 | 2.084 | 1.385 |

Tabla 4.4. DIMENSIONES APROXIMADAS DEL PRECALENTADOR PARA 3200 TON. DE CRUDO/DIA, EN METROS.

| | Etapas | | | |
|---------------------------------------|--------|-------|-------|-------------|
| | 1a. | 2a. | 3a. | 4a. |
| Diámetro interno (sección cilíndrica) | 4.23 | 6.60 | 6.60 | 6.60 |
| Altura del cilindro | 3.63 | 4.95 | 4.95 | 4.95 |
| Altura del cono | 6.11 | 5.32 | 5.32 | 4.69 y 1.38 |
| Diámetro del ducto | 2.78 | 3.06 | 3.06 | 3.06 |
| Longitud del ducto | 13.11 | 12.37 | 12.35 | 17.32 |
| Inclinación del cono | 75 | 65 | 65 | 65 |
| Diámetro del tubo de salida | 0.58 | 0.58 | 0.58 | 1.37 |
| Longitud del tubo de salida | | 8.78 | 13.75 | 9.14 |

Ducto de entrada al horno:

Diámetro = 3.3 m

Longitud = 12.23 m

En las tablas anteriores aparecen dos alturas de cono para la 4a. etapa, esto es debido a que es en ésta en donde ocurre la descarga del material en el horno, el ángulo interno del cono sufre un cambio con respecto al de 65°; por lo que cambia el cono en su altura, esto se muestra mucho mejor en la fig. 6, el valor de éste ángulo es de unos 103° medidos con respecto a la horizontal.

El precalentador tiene una altura aproximada de 50 metros.

4.8 Enfriamiento de gases

Es una operación que se hace necesaria para hacer fácil el manejo del fluido y evitar daños al ventilador así como un alto costo de éste. El enfriamiento de los gases de combustión se lleva a cabo en una torre, en la que es espreada agua para realizar la transferencia de calor y de masa que trae consigo. Sólo se hace el cálculo del agua que es necesaria para éste enfriamiento por medio de un balance de energía, porque el dimensionamiento de una torre en la que ocurra una transferencia de masa y energía escapa a los fines de éste trabajo.

Esta corriente de gases se ha hecho pasar por el precalentador para aprovechar el calor que puede ceder calentando el material crudo, por lo que al llegar a la torre de enfriamiento tienen una temperatura de aproximadamente 500 °C, y al ponerse en contacto con el agua a una temperatura normalmente de 20 °C, la temperatura de los gases disminuye hasta unos 100°C.

La composición gaseosa se determina a partir de los datos obtenidos en la sección 4.6, por lo que se obtiene un porcentaje en volumen:

| | |
|------------------|-------|
| Aire | 21.4% |
| CO ₂ | 24.2% |
| N ₂ | 47.0% |
| H ₂ O | 7.4% |

El agua transferida se puede calcular a partir de la ecuación para transferencia de calor (4), $Q = m C_p \Delta T$ (ecuación 4), para los gases, y para el agua con $Q = m_a (C_p \Delta T_a + \lambda_{vap} + C_p \Delta T_{vap})$.

O sea, se puede establecer la igualdad:

$$m_{gases} C_{p_{gases}} (T_2 - T_1) = m_{agua} (C_{p_{agua}} (T_2 - T_1) + \lambda_{vapor} + C_{p_{vapor}} (T'_2 - T'_1))$$

Despejando de la igualdad, m_{agua} , queda:

Ecuación 6:

$$m_{agua} = \frac{m_{gases} C_{p_{gases}} (T_2 - T_1)}{C_{p_{agua}} (T_2 - T_1) + \lambda_{vap} + C_{p_{vap}} (T'_2 - T'_1)}$$

En donde:

m_{gases} = masa de la mezcla gaseosa.

$C_{p_{gases}}$ = capacidad calorífica promedio de la mezcla gaseosa.

T_2 = 100°C

$T_{\text{gases}} = 500^{\circ}\text{C}$
 m_{agua} = masa de agua necesaria para enfriar la mezcla gaseosa y que es calentada y evaporada por la misma mezcla, cediendo calor sensible y latente.
 $C_{p \text{ agua}}$ = capacidad calorífica promedio del agua en un rango de temperatura de 20 a 92 °C.
 $T_{\text{2 agua}}$ = punto de ebullición del agua, 92 °C.
 $T_{\text{1 agua}}$ = temperatura del agua en el ambiente, 20 °C.
 λ_{vapor} = calor latente de vaporización del agua, 539 Kcal/Kg.
 $C_{p \text{ vapor}}$ = calor específico del vapor de agua 92-100 °C.
 $T'_{\text{2 vapor}}$ = temperatura a la que puede llegar el vapor de agua, 100 °C.
 $T'_{\text{1 vapor}}$ = temperatura de ebullición del agua, 92 °C

CALORES ESPECÍFICOS PROMEDIO.

C_p promedio de la mezcla gaseosa de 100 a 500 °C:

$C_p \text{ aire} = 0.26 \text{ Kcal/Kg } ^{\circ}\text{C}.$

$C_p \text{ CO} = 0.25 \text{ Kcal/kg } ^{\circ}\text{C}.$

$C_p \text{ N}_2 = 0.26 \text{ Kcal/kg } ^{\circ}\text{C}.$

$C_p \text{ agua gas} = 0.475 \text{ Kcal/kg } ^{\circ}\text{C}.$

$C_p \text{ mezcla} = E \times C_p \dots (7)$

$$C_p \text{ mezcla} = x_{\text{aire}} C_{p \text{ aire}} + x_{\text{CO}} C_{p \text{ CO}} + x_{\text{agua}} C_{p \text{ agua}} + x_{\text{N}_2} C_{p \text{ N}_2}$$

$$C_p \text{ mezcla} = (0.214) (0.26) + (0.242) (0.25) + (0.074) (0.475) + (0.470) (0.26)$$

$C_p \text{ mezcla} = 0.27 \text{ Kcal/kg } ^{\circ}\text{C}$

$C_p \text{ agua líquida} = 1 \text{ Kcal/Kg } ^{\circ}\text{C}$

C_p vapor de agua = 0.45 Kcal/kg °C

vapor de agua = 539 Kcal/kg

La masa gaseosa se calcula en base a los datos obtenidos en la sección 4.6.

CO_2 total = 7.25×10^4 Kg/hr.

H_2O total = 9×10^3 Kg/hr.

N_2 libre = 8.9×10^4 Kg/hr.

Aire = 4.2×10^4 Kg/hr.

Masa gaseosa = CO_2 total + H_2O total + N_2 libre + aire

= 2.125×10^5 Kg/hr

Al sustituir valores en la ecuación 6, se obtiene :

$$m_{\text{agua}} = \frac{(2.125 \times 10^5 \text{ Kg/hr}) (0.27 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}) (500 - 100)^\circ\text{C}}{(1 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}) (92 - 20)^\circ\text{C} + (539 \text{ Kcal/Kg}) + (0.45 \text{ Kcal/kg. } ^\circ\text{C}) (100 - 92)^\circ\text{C}}$$

$m_{\text{agua}} = 3.7 \times 10^4$ Kg/hr.

Para enfriar la corriente de gases son necesarios 3.7×10^4 Kg de agua por hora, o bien $37 \text{ m}^3/\text{hr}$.

4.9 VENTILADOR DE TIRO INDUCIDO.

El ventilador de tiro inducido succiona el aire de la atmósfera para el enfriador planetario y posteriormente aire de combustión, maneja la corriente de gases procedentes del horno y además el vapor de agua que ésta corriente pueda arrastrar en su enfriamiento al pasar por la torre, de modo que el flujo total lo podemos calcular con base en los gases generados dentro del horno y el agua arrastrada.

$$\begin{aligned} \text{Gases del horno + agua evaporada} &= 151,542 \text{ m}^3/\text{hr std} + 37 \text{ m}^3/\text{hr std} \\ &= 151,579 \text{ m}^3/\text{hr std}. \end{aligned}$$

Lo cual implica que a condiciones actuales, es decir a 585 mm Hg y 100°C, se tiene un flujo de:

$$\begin{aligned} 42.1 \text{ m}^3/\text{seg} \times 760/585 \times 212 + 460/32 + 460 \\ = 74.7 \text{ m}^3/\text{seg} \end{aligned}$$

La caída de presión a través del sistema es, de acuerdo a mediciones hechas en algunas plantas en operación de un valor de 800 mm de agua (11).

La potencia requerida por el ventilador está dada por la siguiente ecuación (11):

$$P = 9.81 Q \times h \dots (8)$$

En donde:

P = potencia requerida en la flecha, en Watts.

Q = flujo volumétrico en metros cúbicos/seg.

h = presión total en el ventilador, en mm columna de agua.

9.81 = factor de corrección de unidades.

Sustituyendo valores en la ec. 8:

$$P = 9.85 (74.7) (800) = 5.886 \times 10^5 \text{ Watts}$$

$$P = 789 \text{ HP.}$$

Si se considera un factor de seguridad de 1.2, la potencia

requerida en la flecha del ventilador es:

$$789 \times 1.2 = 947 \text{ HP.}$$

El ventilador de tiro inducido requiere una potencia en la flecha de 950 HP para manejar el flujo de gases de combustión y expulsarlos a la atmósfera.

4.10 RESULTADOS.

Producción = 2,000 tons. clinker/día

Producción de los molinos = 200 ton/hr

Silos de homogeneización:

Diámetro externo = 11.8 metros.

Diámetro interno = 11.0 metros.

Altura = 16.5 metros.

Forma: Cilíndrica fondo plano.

Número de placas de aireación = 1,064.

Flujo de aire por placa = 5 CFM std.

Flujo total de aire = 5,320 CFM std.

Compresores:

Mezclado = 3,990 CFM std.

Aireación = 1,330 CFM std.

Silos de almacenamiento de crudo:

Diámetro interno = 19.4 metros.

Diámetro externo = 20.2 metros.

Altura = 29.1 metros.

Volumen = 9,333 metros cúbicos.

Forma: Cilíndrica fondo plano.

Enfriador planetario:

Relación L/D = 12

Volumen total necesario para enfriamiento = 270 m^3

Diámetro de los tubos = 1.9 metros

Número de tubos = 11

Volumen de los tubos = 65.2 m^3

Flujo de aire manejado = $1.504 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{min std.}$

Temperatura del aire de entrada del aire al enfriador = 20°C

Temperatura de salida del aire del enfriador = 77°C

Temperatura de entrada del clinker al enfriador = $1,200^\circ\text{C}$

Temperatura de salida del clinker del enfriador = 50°C

Horno rotatorio:

Relación L/D = 16

Diámetro = 5 metros

Longitud = 80 metros

Grado de llenado = 12 %

Pendiente = 1.35o

Número de vueltas = 1.4 vueltas por minuto.

Tiempo de paso de las partículas de material en el horno
= 87 minutos.

Potencia necesaria para accionar el horno = 480 HP

Combustible necesario = $2 \times 10^5 \text{ Kg/día combustóleo.}$

Flujo de gases de combustión = $151,542 \text{ m}^3/\text{hr std.}$

Precaentador:

Diámetro del ciclón de la primera etapa = 4.23 metros.

Diámetro del ciclón de la 2a., 3a. y 4a. etapa

= 6.6 metros (en la parte cilíndrica).

Altura = 50 metros.

Agua de enfriamiento para gases de combustión

=37 m³/hr std.

Capacidad del ventilador de tiro inducido = 950 HP.

El diagrama de flujo de proceso via seca con un solo horno rotatorio se muestra en el diagrama No. 2.

C A P I T U L O 5

RESULTADOS OBTENIDOS DEL ESTUDIO TECNICO Y RECOMENDACIONES.

5.1 ANALISIS DE RESULTADOS.

A partir de los cálculos hechos en los capítulos 3 y 4 se puede apreciar que el cambio de proceso implica por cualquiera de los dos caminos una fuerte inversión, por la cantidad de equipo que es necesario, el cual se puede agrupar en la siguiente tabla comparativa.

Tabla 5.1 EQUIPO PRINCIPAL QUE ES NECESARIO PARA LA CONVERSION DE PROCESO HUMEDO A SECO.

| 1a. opción: modificar tres hornos | 2a. opción: instalar un solo horno |
|---|---|
| 2 silos de homogeneización | 2 silos de homogeneización |
| 4 compresores | 4 compresores |
| 2 silos de almacenamiento de crudo | 2 silos de almacenamiento de crudo |
| 3 enfriadores con capacidad para 804 tons clinker/día | 1 enfriador con capacidad para 200 tons clinker/día |
| 3 ventiladores de tiro inducido | 1 ventilador de tiro inducido |
| 3 torres de enfriamiento de gases | 1 torre de enfriamiento de gases |

| | |
|--|---|
| 3 precalentadores para 1286 ton. crudo/día | 1 precalentador para 3,200 ton. crudo por día |
|--|---|

En el capítulo 3 se demuestra que los enfriadores de parrilla que se tienen instalados no pueden adaptarse a los requerimientos necesarios en cuanto a capacidad mecánica del equipo y porque dos de sus ventiladores no tienen la capacidad suficiente para manejar el flujo de aire que es necesario para enfriar el clinker.

Un problema similar a los enfriadores lo representan los ventiladores de tiro inducido debido a que, para un proceso seco se requiere una presión baja para que pueda succionar los gases durante todo el proceso y considerando el aumento de presión que se tiene en el precalentador, por ésta razón la presión que tienen los ventiladores instalados no es suficiente.

En un proceso vía húmeda no son necesarias las torres de enfriamiento de gases porque no es muy alta la temperatura a la que éstos salen del horno (es de unos 250oC), por lo que es necesario, de aceptar la opción de modificar tres hornos, la instalación de tres torres de enfriamiento.

Si se modifican los 3 hornos que son requeridos, es necesario instalar también tres precalentadores y su respectiva instrumentación. Por problemas de taponamiento que presentan los precalentadores de suspensión de gases durante su operación, podría ser factible que se modificaran los 3 hornos, así en caso de falla de alguno de ellos solamente se disminuye la producción, pero no se suspende.

5.2 RECOMENDACIONES.

Para tomar la decisión correcta de la opción a seguir, es necesario determinar el monto de la inversión que se debe hacer en las dos posibilidades presentadas, así como el costo anual por mano de obra, lo cual es tema del siguiente punto.

5.3 COMPARACION DEL COSTO QUE REPRESENTAN LAS DOS MODIFICACIONES PROPUESTAS.

En primer lugar se cuantifica la inversión en el equipo principal y en segundo lugar se calculan los costos de mano de obra que se tendría en ambos casos, los otros costos son similares por lo que el análisis de éstos dos conceptos es suficiente para determinar la opción a seguir.

En el siguiente capítulo se efectúa el estudio económico que permite cuantificar la inversión total que requiere el cambio, así como la determinación gráfica de la capacidad mínima económica de producción.

5.3.1 COSTO DEL EQUIPO PRINCIPAL, OPCION 1.

Tabla 5.1 RELACION DEL EQUIPO PRINCIPAL REQUERIDO PARA MODIFICAR
TRES HORNOS.

| Descripción | No. Unidades | Costo del equipo 2da. Quincena de Marzo 93 (Nuevos pesos) |
|---|--------------|--|
| Silos de homogeneización y almacenamiento de crudo, Compresores para aireación de crudo y compresores para mezclado de crudo. | 2 | 2.7048 x 10 ⁶ |
| Enfriadores de parrilla marca Fuller | 3 | 9.4301 x 10 ⁶ |
| Pre calentadores de parrilla modelo Humboldt | 3 | 4.7949 x 10 ⁶ |
| Torres de enfriamiento de gases modelo Lurgi | 3 | 5.3096 x 10 ⁶ |
| Electrofiltros | 1 | 11.1764 x 10 ⁶ |
| Ventiladores de tiro inducido | 3 | 0.7769 x 10 ⁶ |
| Modificaciones de hornos | 3 | 0.4202 x 10 ⁶ |
| Costo total del equipo principal | | 34.6129 x 10 ⁶ |

El costo del equipo principal nuevo que se requiere es de 34.613 millones de nuevos pesos, los que sumados al costo de la obra civil y materiales que se tendrán que adquirir al realizar la habilitación de los hornos, lo cual se calcula que es alrededor de 0.6452 mill.N\$ nos da un total de 35.2582 millones de nuevos pesos por las tres unidades.

O sea que se requiere invertir 35.2582 mill. de nuevos pesos en el costo total del equipo principal para esta opción.

5.3.2 COSTO DE LA MANO DE OBRA PARA OPERAR EL EQUIPO, OPCION 1.

El personal considerado es el mínimo que se debe tener para operar la planta 360 días por año.

Tabla 5.2 MANO DE OBRA REQUERIDA PARA LA PRIMERA OPCION.

| Operación | Operadores por turno | Número de turnos | Horas hombre por año. |
|---------------------------------------|-------------------------|---------------------|--------------------------|
| Trituración | 4 | 2 | 27,352 |
| Transporte a molinos | 1 | 3 | 10,530 |
| Molienda de crudo: | | | |
| Operador | 1 | 3 | 10,530 |
| Ayudante | 1 | 3 | 10,530 |
| Homogeneización y almcto. de crudo | 1 | 3 | 10,530 |
| Precalentamiento | 2 | 3 | 21,060 |
| Calcinación: | | | |

| | | | |
|----------------------|---|---|--------|
| Operador | 1 | 3 | 10,530 |
| Ayudante | 1 | 3 | 10,530 |
| Enfriamiento | 2 | 3 | 21,060 |
| Molienda de acabado: | | | |
| Operador | 1 | 3 | 10,530 |
| Ayudante | 1 | 3 | 10,530 |
| Almcto. de acabado | 1 | 3 | 10,530 |
| Envase: | | | |
| Silero | 1 | 3 | 10,530 |
| Lubricador | 1 | 3 | 10,530 |
| Operador envasadora | 1 | 3 | 10,530 |
| Aydte. de envasadora | 1 | 3 | 10,530 |
| Cargadores | 4 | 3 | 42,120 |
| Checadores de peso | 2 | 3 | 21,060 |
| Electrofiltros | 1 | 3 | 10,530 |

y el costo anual de la mano de obra, de acuerdo con la cuota básica que tiene el personal sindicalizado es el que se muestra en la tabla 5.3.

Tabla 5.3 COSTO DE LA MANO DE OBRA PARA LA OPCION 1.

| Operación | Cuota básica N\$/hora | Horas hombre por año | Costo anual (mill. N\$) |
|------------------------|--------------------------|-------------------------|----------------------------|
| Trituración | 4.840 | 27,352 | 0.132 |
| Transporte de molinos | 5.180 | 10,530 | 0.055 |
| Operador molinos crudo | 6.688 | 10,530 | 0.070 |
| Ayde. molinos crudo | 5.355 | 10,530 | 0.056 |
| Homog. y almcto crudo | 4.417 | 10,530 | 0.047 |
| Precalentadorista | 4.998 | 21,060 | 0.105 |
| Operador de hornos | 6.906 | 10,530 | 0.073 |
| Ayde. de hornos | 4.998 | 10,530 | 0.053 |
| Encargado de enfriador | 4.708 | 21,060 | 0.099 |
| Oper. molinos acabado | 6.688 | 10,530 | 0.070 |
| Ayde. molinos acabado | 5.355 | 10,530 | 0.056 |
| Almcto. de acabados | 4.158 | 10,530 | 0.044 |
| Silero envase | 4.158 | 10,530 | 0.044 |
| Lubricador envase | 3.608 | 10,530 | 0.038 |
| Operador envasadora | 4.396 | 10,530 | 0.046 |
| Ayde. envasadora | 4.396 | 10,530 | 0.046 |
| Cargadores | 3.111 | 42,120 | 0.131 |
| Checadores de peso | 3.111 | 21,060 | 0.066 |
| Encdo. electrofiltros | 4.710 | 10,530 | 0.050 |

TOTAL 1.2816

Millones de nuevos pesos

El costo de la mano de obra por horas ordinarias de trabajo es de 1.2816 millones de nuevos pesos, y considerando el valor de las prestaciones sociales como el equivalente al 50% de su salario, éste costo es de un total de 1.9224 millones de nuevos pesos por año.

5.3.3 COSTO DEL EQUIPO PRINCIPAL OPCION 2.

Tabla 5.4.- COSTO DEL EQUIPO PRINCIPAL REQUERIDO PARA INSTALAR UN SOLO HORNO.

| Descripción | No. unidades | Costo del equipo |
|--|--------------|--|
| | | 2a quincena marzo '93 (Millones de N\$) |
| Silos de homogenización y almacenamiento de crudo | | |
| Compresores de aireación | | |
| Compresores de mezclado | 2 | 2.7050 |
| Precalentador modelo Humboldt | 1 | 2.7614 |
| Horno rotatorio | 1 | 12.4214 |
| Enfriador planetario | 1 | 1.9400 |
| Torre enfriamiento de gases | 1 | 3.0580 |
| Electrofiltro para captación de polvo. | 1 | 11.1764 |
| Ventilador de tiro inducido | 1 | 0.4474 |
| Costo total del equipo principal opción 2: | | 34.510 |

La inversión que se requiere hacer para la instalación de un nuevo horno es de \$ 34.510 millones de nuevos pesos, y el

costo de la mano de obra que se tendria por año con éste equipo se calcula en la tabla 5.5.

Tabla 5.5 DESCRIPCION DE LA MANO DE OBRA REQUERIDA, 2a OPCION.

| Operación | Operadores por turno | No. de turnos | Horas hombre por año. |
|-------------------------------|-------------------------|------------------|--------------------------|
| Trituración | 4 | 2 | 27,352 |
| Transporte a molinos | 1 | 3 | 10,530 |
| Operador molino de crudo | 1 | 3 | 10,530 |
| Aydt. molino de crudo | 1 | 3 | 10,530 |
| Homogeneización | 1 | 3 | 10,530 |
| Pre calentadorista | 1 | 3 | 10,530 |
| Operador horno | 1 | 3 | 10,530 |
| Aydt. hornero | 1 | 3 | 10,530 |
| Operador molino de acabado | 1 | 3 | 10,530 |
| Aydt. molino de acabado | 1 | 3 | 10,530 |
| Electrofiltro | 1 | 3 | 10,530 |
| Silero de envase | 1 | 3 | 10,530 |
| Lubricador de envasadora | 1 | 3 | 10,530 |
| Operador de envasadora | 1 | 3 | 10,530 |
| Aydt. envasadora | 1 | 3 | 10,530 |
| Cargadores | 4 | 3 | 42,120 |
| Checadores | 2 | 3 | 21,060 |

5.3.4 COSTO DE LA MANO DE OBRA PARA OPERAR EL EQUIPO, OPCION 2.

El costo anual por mano de obra es, de acuerdo a las cuotas establecidas en la tabla 5.3.

Tabla 5.6 COSTO DE LA MANO DE OBRA, OPCION 2.

| Descripción | Cuota base (N\$/hora) | Horas hombre año | Costo anual (mill. N\$) |
|--------------------------|--------------------------|---------------------|----------------------------|
| Trituración | 4.840 | 27,352 | 0.1324 |
| Transportación a molinos | 5.180 | 10,530 | 0.0546 |
| Operador molino de crudo | 6.688 | 10,530 | 0.0705 |
| Ayde. molino de crudo | 5.355 | 10,530 | 0.0563 |
| Homogenización | 4.417 | 10,530 | 0.0466 |
| Precalentadorista | 4.998 | 10,530 | 0.0526 |
| Operador horno | 6.904 | 10,530 | 0.0728 |
| Ayde. hornero | 4.998 | 10,530 | 0.0526 |
| Op. molino acabado | 6.688 | 10,530 | 0.0705 |
| Ayde. molino acabado | 5.355 | 10,530 | 0.0564 |
| Electrofiltro | 4.710 | 10,530 | 0.0497 |
| Silero | 4.158 | 10,530 | 0.0438 |
| Lubricador | 3.608 | 10,530 | 0.0380 |
| Op. envasadora | 4.396 | 10,530 | 0.0463 |
| Ayde. envasadora | 4.396 | 10,530 | 0.0463 |
| Cargadores | 3.111 | 42,120 | 0.1310 |
| Checadores | 3.111 | 21,060 | 0.0656 |

Costo de mano de obra
tiempo normal.

1.086 millones
de nuevos pesos

El costo de la mano de obra anual por tiempo normal de trabajo es de 1.086 millones de nuevos pesos, y esto sumado a las prestaciones tendremos \$ 1.629 mill. de nuevos pesos anuales.

5.4 ANALISIS DE RESULTADOS.

| | Millones de nuevos pesos | | |
|--|--------------------------|----------|--------|
| | Opción 1 | Opción 2 | Dif. |
| Costo del equipo principal | 35.2582 | 34.510 | 0.7482 |
| Costo anual por mano de obra para operar el equipo | 1.9224 | 1.629 | 0.2934 |
| total | 37.1806 | 36.139 | |

Diferencia de la mano de obra anual = 0.2934 mill. nuevos pesos

Diferencia en la inversión en equipo principal = 0.7482 mill. nuevos pesos.

Como puede observarse, al seguir la opción 2, ahorramos 0.7482 millones de nuevos pesos por concepto del costo del equipo principal y una suma importante de 0.2934 millones de nuevos pesos anuales por mano de obra.

Al realizar éste análisis se observa que la opción 2 es la más viable y además, si se considera el tiempo de vida útil que dan ambas opciones, se tiene que, mientras en la primera los hornos están en operación desde 1957 (lo que hace que su vida útil se vea muy reducida), en la segunda opción se cuenta con equipo nuevo que nos promete por lo menos 10 años en operación sin que se requiera de mantenimiento correctivo y solamente habría un mantenimiento preventivo.

Por éstas razones se concluye que es más conveniente instalar un solo horno que modificar tres de los ya existentes y con base en ello se efectúa el estudio económico en el capítulo siguiente.

C A P I T U L O 6

ESTUDIO ECONOMICO

6.1 BASES DEL ESTUDIO ECONOMICO (14).

La decisión de efectuar la inversión para modificar el proceso depende de la factibilidad del proyecto, y para demostrar la conveniencia o inconveniencia de su realización es necesario hacer una evaluación económica que nos permita pronosticar el monto de las utilidades derivables de la operación.

Para poder evaluar los presupuestos de ingresos y egresos es necesario conocer los volúmenes de ventas requeridas en el mercado, en éste caso se parte de la necesidad que tiene la planta de producir por lo menos las 2000 tons de clinker por día, que hacen obtener 2,702.7 ton/día de cemento tipo I, que es el producto sobre el cual se enfoca el presente trabajo.

Todos los costos involucrados en éste estudio son calculados con precios de marzo de 1993.

Se considera el año de 1993 como el periodo de instalación y arranque, para que apartir de 1994 se comience a producir.

6.2 ESTIMACION DE LA INVERSION TOTAL (14).

La inversión total que requiere el proyecto se cuantifica con base en los recursos necesarios para la adquisición e instalación de la planta (gastos preoperativos y de arranque más el costo físico de la planta que constituyen la inversión fija)

más los requeridos para la operación de la misma (capital de trabajo).

$$I \text{ total} = Gp + Cf + Ct$$

Itotal= Inversión total

Gp= Gastos preoperativos

Cf= Costo físico de la planta

Ct= Capital de trabajo.

6.2.1 INVERSION FIJA (14).

La inversión fija comprende un conjunto de bienes que se adquieren durante la etapa de instalación de la planta y se utilizan a lo largo de su vida útil. Los rubros que la constituyen son tangibles e intangibles, por lo que se deprecian y amortizan respectivamente. Los bienes amortizables son los que integran los gastos preoperativos. A continuación se integran todos éstos rubros.

A.- RUBROS QUE CONSTITUYEN LOS GASTOS PREOPERATIVOS (14).

- 1) Investigaciones y estudios previos.
- 2) Organización de la empresa.
- 3) Patentes y conocimientos técnicos especializados.
- 4) Elaboración del proyecto final.
- 5) Ingeniería, supervisión y administración de la instalación.
- 6) Puesta en marcha de la planta.
- 7) Intereses durante la realización del proyecto.

Con base en los resultados de otros proyectos(12) se estima que los gastos preoperativos representan un 55% del monto del costo del equipo principal.

B.- RUBROS TANGIBLES CONSIDERADOS EN LA INVERSION FIJA(14).

(Costo físico de la planta)

- 8) Terreno para la instalación de la planta.
- 9) Concesiones para la explotación de recursos naturales.
- 10) Maquinaria y equipo.
- 11) Instalación de maquinaria y equipo.
- 12) Obra civil.
- 13) Servicios auxiliares e instalaciones complementarias.
- 14) Imprevistos o contingencias.

Un método empleado comúnmente(14) en la estimación de la inversión fija en proyectos industriales, es aquel que se realiza mediante el uso de factores y que toma como base el costo total del equipo de proceso, el cual es multiplicado por una serie de factores para estimar cada uno de los principales rubros de la inversión fija. El valor de estos factores depende del estado físico de las materias primas y productos que se manejan en la planta.

Siguiendo este método, para procesos que involucran sólidos se tienen los siguientes factores:

| Concepto | Factor |
|--|--------|
| Costo total del equipo principal | 1.0 |
| Transportes, seguros, impuestos y derechos aduanales | 0.05 |
| Gastos de instalación | 0.35 |
| Tuberías | 0.10 |
| Instrumentación | 0.30 |
| Aislamientos | 0.05 |
| Instalaciones eléctricas | 0.10 |
| Edificios y servicios | 0.35 |
| Acondicionamiento de terreno | 0.10 |
| Servicios auxiliares e implementos de planta | 0.20 |
| Imprevistos | 0.50 |

Empleando estos factores y conocido el costo del equipo principal requerido para instalar un horno (tabla 5.4), se obtiene el monto del costo físico de la planta.

Tabla 6.1 ESTIMACION DE LA INVERSION FIJA MEDIANTE EL USO DE FACTORES.

| CONCEPTO | FACTOR | COSTO (MILLONES DE N\$ MARZO 1993) |
|---|-----------------|--|
| COSTO DE EQUIPO Y SERVICIOS: | | |
| Costo total del equipo principal | 1.0 | 34.5100 |
| Transportes, seguros y derechos aduanales | 0.05 | 1.7255 |
| Gastos de instalación, equipo y maquinaria | 0.35 | 12.0785 |
| Tuberías | 0.10 | 3.4510 |
| Intrumentación | 0.30 | 10.3530 |
| Aislamientos | 0.05 | 1.7255 |
| Instalaciones eléctricas | 0.10 | 3.4510 |
| Serv. auxiliares e implentos de planta | 0.20 | 6.9020 |
| Imprevistos | 0.50 | 17.2550 |
| | SUBTOTAL | 91.4515 |
| OBRA CIVIL | | |
| Edificios y servicios | 0.35 | 12.0785 |
| Acondicionamiento de terreno | 0.10 | 3.4510 |
| | SUBTOTAL | 15.5295 |
| Total del costo físico de la planta | | 106.9810 |

La inversión fija que tiene que realizarse es: (millones de nuevos pesos).

1) Gastos preoperativos (55% del costo del equipo principal) = 18.9805

2) Costo físico de la planta = 106.9810

TOTAL DE INVERSION FIJA = 125.9615

(MILLONES DE NUEVOS PESOS)

Es conveniente señalar que la mayor parte del equipo principal es de fabricación Nacional aunque la tecnología es extranjera, por lo que se consideraron factores tan bajos (13).

En el caso del terreno y su acondicionamiento se considera el último, pues no sería necesario adquirir otro lugar (13).

6.2.2 ESTIMACION DEL CAPITAL DE TRABAJO (14).

El capital de trabajo son los recursos económicos empleados en las empresas para atender las operaciones de producción, distribución y venta de los productos elaborados.

Este capital se estima con base en lo siguiente:

1. Inventario de materias primas
2. Inventario de productos en proceso
3. Inventario de producto terminado
4. Cuentas por cobrar
5. Dinero en efectivo
6. Cuentas por pagar.

1.- Inventario de materias primas:

El valor de este inventario se obtiene considerando las materias primas que son necesarias para 30 días de producción de cemento tipo 1 (13), el cual está constituido por clinker, yeso y puzolana. Debido a que el clinker es materia prima para obtener el producto terminado y a la vez requiere también de un procesamiento, se dividen las materias primas en dos partes, las que sirven para obtener clinker y las requeridas para el acabado(11).

Para obtener 2000 ton. de clinker por día, se determina en el capítulo 4 , que se requieren 3,200 ton. de crudo/día, el cual tiene la siguiente composición:

| Componente | % |
|----------------|----|
| Caliza | 85 |
| Barro(arcilla) | 14 |
| Escoria | 1 |

Haciendo el balance de materiales, se obtiene el requerimiento de materias primas para el clinker.

| Componente | tons/día |
|------------|----------|
| Caliza | 2,720 |
| Barro | 448 |
| Escoria | 32 |

Mientras que, para el producto terminado se tiene lo siguiente:

Composición del

| | |
|--------------------|----|
| cemento puzolánico | % |
| Yeso | 6 |
| Puzolana | 20 |
| Clinker | 74 |

Se hace el balance de materiales basándose en las 2000 ton/día de clinker para procesar y se obtiene el requerimiento de yeso y puzolana, junto con la producción de cemento puzolánico que se obtiene.

| | |
|----------|----------------|
| | ton/día |
| Yeso | 162.16 |
| Puzolana | 540.54 |
| Clinker | <u>2000.00</u> |
| | <u>2702.70</u> |

Resumiendo, el costo de las materias primas requeridas para 30 días de producción queda especificado en la tabla 6.2.

Tabla 6.2 INVENTARIO DE MATERIAS PRIMAS PARA 30 DIAS DE PRODUCCION, ESTIMADO EN 1993.

| Concepto | Cantidad (ton) | Costo por tonelada (N\$) | Costo total (mill. de N\$) |
|----------|-------------------|--------------------------------|-------------------------------|
| Caliza | 81,600 | 8.9113 | 0.72780 |
| Barro | 13,440 | 0.7982 | 0.01073 |
| Escoria | 960 | 70.4115 | 0.06760 |
| Yeso | 4,865 | 53.3166 | 0.25939 |
| Puzolana | 16,217 | 4.6472 | <u>0.07536</u> 1.14028 |

El clinker no se considera materia prima porque es un subproducto.

2.- Inventario de productos en proceso.

Dado que el proceso de fabricacion del cemento no requiere mas de 7 dias, se estima este rubro como el costo de las materias primas necesarias para 7 dias de produccion(14).

tabla 6.3 INVENTARIO DE PRODUCTOS EN PROCESO ESTIMADO A PRECIOS DE 1993.

| Concepto | Cantidad(ton) | Costo total (millones de N\$) |
|----------|---------------|----------------------------------|
| Caliza | 19,040 | 0.16967 |
| Barro | 3,136 | 0.00551 |
| Escoria | 224 | 0.01577 |
| Yeso | 1,135 | 0.06051 |
| Puzolana | 3,784 | <u>0.01758</u> 0.26604 |

3.- Inventario de producto terminado (14).

El valor del inventario de producto terminado puede considerarse igual a una semana de producción valuado al costo de manufactura, debido a que es un producto que no debe almacenarse más de 30 días. Este inventario tiene un costo de: 1.689 millones de nuevos pesos a precios de 1994, que es el primer año de operación y 1.892 millones de nuevos pesos al 100% de la planta en 1995.

4.- Cuentas por cobrar (14).

Las cuentas por cobrar se pueden considerar equivalentes a un mes de producción valuado al precio de venta +IVA. El cemento se distribuye de dos formas: En sacos de 50kg y a granel. Las ventas en sacos constituyen el 83% de la producción y el resto es vendido a granel (13).

El monto de las ventas en 30 días queda determinado en la tabla 6.4.

Tabla 6.4 MONTO DE LAS VENTAS (PRODUCCION MENSUAL = 81,090)

| | Ton. | Costos N\$/ton | Monto (millones de N\$). |
|--------|--------|-------------------|-----------------------------|
| Granel | 13,785 | 245.344 | 3.382 |
| Sacos | 67,305 | 262.870 | <u>17.693</u> 21.075 |
| | | +10% IVA | <u>2.107</u> |
| | | Monto de ventas | 23.183 |
| | | mensuales en 1993 | |

5.- Dinero en efectivo.

Se puede estimar considerando un mes de producción valuada al costo de manufactura(14), lo cual representa:

\$ 7.240 millones de nuevos pesos valuados en 1994.

\$ 8.109 millones de nuevos pesos valuados en 1995.

6.- Cuentas por pagar(14).

Dado que la magnitud de las cuentas por pagar depende esencialmente de los volúmenes de producción, los plazos de pago que otorguen los proveedores a la empresa y la diversidad y capacidad financiera de los proveedores de los insumos, se consideran como el valor de los inventarios de materias primas e igual a \$1.141 millones de nuevos pesos en 1993.

El capital de trabajo que la planta requiere, queda determinado al sumar el valor de los inventarios en materias primas, productos en proceso, producto terminado, efectivo en caja y cuentas por pagar, restando a esta suma el monto de las cuentas por pagar, lo cual se muestra en la tabla 6.5 .

Tabla 6.5 ESTIMACION DEL CAPITAL DE TRABAJO.

| Concepto | Monto Estimado | |
|--|-------------------|--------|
| | (millones de N\$) | |
| | 1993 | 1994 |
| 1.- Inventario de materias primas | 1.141 | 1.278 |
| 2.- Inventario de productos en proceso | 0.266 | 0.298 |
| 3.- Inventario de producto terminado | 1.508 | 1.689 |
| 4.- Cuentas por cobrar | 23.183 | 25.965 |
| 5.- Dinero en efectivo | 6.464 | 7.240 |
| Subtotal: | 32.562 | 36.470 |
| 6.- Cuentas por pagar | 1.141 | 1.278 |
| Total: | 31.421 | 35.192 |

El capital de trabajo requerido tiene un monto de 35.192 millones de nuevos pesos.

De llevarse a cabo el proyecto, la inversión total que se requiere hacer queda determinada por la suma de de la inversión fija con el monto del capital de trabajo.

| | Millones de N\$ |
|--------------------|-----------------|
| Inversión fija | 125.9615 |
| Capital de trabajo | 35.1920 |

Inversión total = 161.154 millones de nuevos pesos.

6.3 Estimación de costos y presupuestos de operación.

En la estimación de los rubros de los presupuestos de ingresos y egresos se considera una inflación promedio del 12% anual (12).

6.3.1 Presupuesto de ingresos.

El programa tentativo de producción que nos permitira estimar el presupuesto de ingresos (presentado en la tabla 6.6) parte del supuesto que en 1993 se realizaria la modificación de la planta, para tener en el año de 1994 el arranque del horno. Se tiene previsto que en los tres primeros meses de producción solamente se logre un 50% de la capacidad del horno, pero que en los 3 siguientes meses se logre un 80% y a partir de los seis meses de operación del horno se logre el 100% de su capacidad; esto es considerando que presente algunas fallas el sistema.

El precio del producto al consumidor se dió en la sección anterior, en la tabla 6.4.

Tabla 6.6 PROGRAMA TENTATIVO DE PRODUCCION DE CEMENTO FUZOLANICO Y PRESUPUESTO DE INGRESOS, CON BASE EN UNA PRODUCCION DE CLINKER DE 2000 TON/DIA.

| Año | Produccion total (ton) | Venta sacos | (Ton) | | Ventas (Mill. N\$) | | Monto |
|------|------------------------|-------------|---------|---------|--------------------|---------|----------------|
| | | | granel | granel | sacos | granel | Ventas totales |
| 1994 | 802,791 | 666,317 | 136,475 | 196.173 | 37.501 | 133.674 | |
| 1995 | 973,080 | 807,656 | 165,424 | 266.320 | 50.911 | 317.231 | |
| 1996 | 973,080 | 807,656 | 165,424 | 298.277 | 57.020 | 355.297 | |
| 1997 | 973,080 | 807,656 | 165,424 | 334.071 | 63.863 | 397.934 | |
| 1998 | 973,080 | 807,656 | 165,424 | 374.159 | 71.527 | 445.686 | |
| 1999 | 973,080 | 807,656 | 165,424 | 419.058 | 80.110 | 499.168 | |
| 2000 | 973,080 | 807,656 | 165,424 | 469.345 | 89.724 | 559.069 | |
| 2001 | 973,080 | 807,656 | 165,424 | 525.666 | 100.491 | 626.157 | |
| 2002 | 973,080 | 807,656 | 165,424 | 588.746 | 112.550 | 701.296 | |
| 2003 | 973,080 | 807,656 | 165,424 | 659.396 | 126.056 | 785.452 | |

6.3.2 Presupuesto de egresos.

Los diversos elementos de costo que integran los egresos totales pueden agruparse en los siguientes rubros (14).

- 1.- Costos de operacion (A.-VARIABLES Y B.- FIJOS)
- 2.- Cargos fijos de inversion.
- 3.- Cargos fijos de operacion.
- 4.- Gastos generales.

La suma de los costos variables de operación, cargos fijos de inversión y cargos fijos de operación da como resultado el costo de fabricación o manufactura. Al agregar los gastos generales a los costos de fabricación se obtienen los egresos totales de operación de la planta, antes de impuestos.

1.- COSTOS DE OPERACION.

A.- VARIABLES

Los costos variables de operación son aquellos que intervienen directamente en la elaboración y venta del producto, por lo que dependen del volumen de producción. Están constituidos por los siguientes elementos.

a) Materias primas y reactivos de proceso.

Para evaluar el costo de las materias primas se considera su costo puestas en fábrica y el programa de consumo que se tiene de acuerdo a la producción estimada.

Tabla 6.7 CONSUMO DE MATERIAS PRIMAS PARA EL PRIMER AÑO DE TRABAJO.

| Componente (ton) | 50% capacidad instalada (3 meses) | 80% capacidad instalada (3 meses) | 100% capacidad instalada (6 meses) |
|---------------------|---|---|--|
| Caliza | 122,400 | 195,800 | 489,600 |
| Barro | 20,160 | 32,256 | 80,640 |
| Escoria | 1,440 | 2,304 | 5,760 |
| Yeso | 7,297 | 11,676 | 29,189 |
| Puzolana | 24,324 | 38,919 | 97,297 |

Continuación tabla 6.7.

| Componente | total 1er. año (ton.) |
|------------|--------------------------|
| Caliza | 807,800 |
| Barro | 133,056 |
| Escoria | 9,504 |
| Yeso | 48,162 |
| Puzolana | 160,540 |

De acuerdo con los precios dados en la tabla 6.2, obtenidos en marzo de 1993, para 1994 que es el primer año de trabajo y considerando una inflación promedio de 12% anual, se tiene el siguiente costo por materias primas:

| | Precio 1992 (N\$) | Costo total (millones de N\$) |
|----------|----------------------|----------------------------------|
| Caliza | 9.981 | 8.0627 |
| Barro | 0.894 | 0.1190 |
| Escoria | 78.861 | 0.7495 |
| Yeso | 59.715 | 2.8760 |
| Puzolana | 5.205 | 0.8356 |
| | | \$12.6428 |

El costo de materias primas desde el primer año de trabajo es el determinado en la tabla 6.8.

Tabla 6.8 PROYECCION DEL COSTO DE MATERIAS PRIMAS.

| Año | Monto Millones de N \$ |
|------|---------------------------|
| 1994 | 12.643 |
| 1995 | 17.164 |
| 1996 | 19.224 |
| 1997 | 21.531 |
| 1998 | 24.114 |
| 1999 | 27.008 |
| 2000 | 30.249 |
| 2001 | 33.879 |
| 2002 | 37.944 |
| 2003 | 42.497 |

b) Servicios auxiliares.

Los servicios auxiliares a considerar son: combustible para calcinación, gas natural para la generación de vapor, energía eléctrica y agua.

1) Combustible para calcinación.

El consumo de combustible para el primer año de trabajo (al 82.5% de la capacidad) será:

$$594 \times 10^6 \frac{\text{Kg Clinker}}{\text{año}} \times \frac{950 \text{ kcal}}{\text{kg clinker}} \times \frac{\text{kg comb}}{9500 \text{ kcal}} \times \frac{\text{litro}}{.98 \text{ kg comb.}}$$
$$= 6.06 \times 10^7 \text{ litros/año}$$

El costo del combustible es de: N \$ 0.2662/litro en 1994 que es el primer año de trabajo y en total es (13):

$$6.06 \times 10^7 \frac{\text{litros}}{\text{año}} \times \frac{\text{N\$0.2662}}{\text{litro}} = \text{N } \$1.6131 \times 10^7 \text{ /año}$$
$$= \text{N } \$16.131 \text{ millones/año}$$

Para el segundo año de trabajo al 100% de la capacidad:

$$7.345 \times 10^7 \frac{\text{litros}}{\text{año}} \times \frac{\text{N\$0.2981}}{\text{litro}} = \text{N\$2.1895} \times 10^7 \text{ /año}$$
$$= \text{N } \$21.895 \text{ millones/año}$$

2) Gas natural para la generación de vapor.

El combustible empleado en la calcinación de clinker es previamente calentado con vapor generado por una caldera. A la vez, este vapor abastece el requerimiento energético del resto de los servicios de calentamiento de la planta y se ha estimado de

datos reales, que al requerimiento calorífico por este servicio es de 45 Kcal/Kg clinker (13).

Partiendo de éste hecho y considerando que la capacidad calorífica del gas natural es de 8,220 Kcal/m³ (11) y su costo es de N\$0.5356 /m³(13), el costo que se tiene por este insumo es para el primer año de trabajo:

$$\begin{aligned}
 & \frac{594 \times 10^6 \text{ kg clinker} \times 45 \text{ kcal}}{\text{año}} \times \frac{\text{m}^3}{8.220 \text{ kcal}} \times \frac{\text{N}\$0.59985}{\text{m}^3} \\
 & = \text{N}\$1.9606 \times 10^6 / \text{año} = 1.961 \text{ millones N}\$ / \text{año}
 \end{aligned}$$

y para el segundo año de trabajo:

$$\begin{aligned}
 & \frac{2 \times 10^6}{\text{día}} \times \frac{360 \text{ días}}{\text{año}} \times \frac{45 \text{ Kcal}}{\text{KgC}} \times \frac{\text{m}^3}{8220 \text{ Kcal}} \times \frac{\text{N}\$0.6718}{\text{m}^3} \\
 & = 2.6480 \times 10^6 \text{ N}\$ / \text{año} = \text{N}\$ 2.648 \text{ millones/año en 1995}
 \end{aligned}$$

3) Energía eléctrica.

El consumo de energía eléctrica se estima con base en los datos reales que reportan otras plantas similares y la misma Planta Tolteca (12) (13), estos se dan por cada operación del proceso y por tonelada de clinker en la tabla 6.9.

Se considera que el costo por Kilowatt/hora es de N\$0.11275 en marzo de 1993.

Tabla 6.9 CONSUMO DE ENERGIA ELECTRICA POR CADA OPERACION DEL PROCESO.

| Operación | Kwh/ton | Kwh(1er año) | Kwh (2do.año) |
|--|---------|----------------------------|---------------------------|
| Trituración y transporte a molinos | 3.61 | 3.396*10 ⁶ | 4.117*10 ⁶ |
| Molienda de crudo | 30 | 2.85*10 ⁷ | 3.456*10 ⁷ |
| Homogenización | 4.5 | 4.277*10 ⁶ | 5,184*10 ⁶ |
| Calcinación: Enfriamiento | 25 | 1.485*10 ⁷ | 1.8*10 ⁷ |
| Transporte a molinos de acabado y envase | 40 | 2,376*10 ⁷ | 2.88*10 ⁷ |
| Enfriamiento de gases | 5 | 2,97*10 ⁶ | 3.6*10 ⁶ |
| Captación de polvo | 6.9 | 4,099*10 ⁶ | 4.968*10 ⁶ |
| Succión de gases | 8.2 | <u>4.87*10⁶</u> | <u>5.9*10⁶</u> |
| Totales | | 8.672*10 ⁷ | 1.051*10 ⁸ |

Costo del primer año =N\$1.0951*10⁷ /año =N \$10.951 millones/año

Costo del segundo año =N\$1.4865*10⁷ /año =N \$14.865 millones/año

4) Agua.

El consumo de agua que es más representativo es por enfriamiento de gases de combustión, siendo éste un total de 37.8

3
m /hr o bien 828 m /día.

Tabla 6.10 PROYECCION DE LOS COSTOS DE SERVICIOS AUXILIARES.

| Año | Monto Millones de N\$ |
|------|--------------------------|
| 1994 | 29.262 |
| 1995 | 39.718 |
| 1996 | 44.484 |
| 1997 | 49.822 |
| 1998 | 55.801 |
| 1999 | 62.497 |
| 2000 | 69.997 |
| 2001 | 78.396 |
| 2002 | 87.804 |
| 2003 | 98.340 |

c) Regalías(14).

El monto de las regalías se establece como un 1.5% del valor de la producción.

Tabla 6.11 PROYECCION DE LOS PAGOS POR REGALIAS.

| Año | Millones de N\$ |
|------|-----------------|
| 1994 | 3.505 |
| 1995 | 4.759 |
| 1996 | 5.330 |
| 1997 | 5.969 |
| 1998 | 5.970 |
| 1999 | 6.686 |
| 2000 | 7.488 |
| 2001 | 8.387 |
| 2002 | 9.393 |
| 2003 | 10.520 |

d) Envases (14).

El costo de los sacos de envase es de N\$0.683 por unidad, y su capacidad es de 50 kg de cemento, su costo y proyección se determinan en la tabla 6.12

Tabla 6.12 PROYECCION DEL COSTO DE ENVASE.

| Año | Cantidad de bolsas (miles) | Costo total (millones de N\$) |
|------|-------------------------------|----------------------------------|
| 1994 | 13,326 | 10.194 |
| 1995 | 16,153 | 13.840 |
| 1996 | 16,153 | 15.501 |
| 1997 | 16,153 | 17.361 |
| 1998 | 16,153 | 19.445 |
| 1999 | 16,153 | 21.778 |
| 2000 | 16,153 | 24.392 |
| 2001 | 16,153 | 27.319 |
| 2002 | 16,153 | 30.597 |
| 2003 | 16,153 | 34.269 |

B. Costos fijos de operación.

a) Mano de obra.

En la tabla 5.6 se determina el costo de la mano de obra que se tiene para operar un solo horno, considerando las prestaciones a que tienen derecho los trabajadores.

El monto por este concepto es de 1.629 millones de nuevos pesos anuales en 1993. La proyección de ellos se muestra en la tabla 6.13.

Tabla 6.13 PROYECCION DEL PAGO DE SALARIOS POR MANO DE OBRA.

| ANO | MONTO (MILLONES DE N\$) |
|------|----------------------------|
| 1994 | 1.824 |
| 1995 | 2.043 |
| 1996 | 2.289 |
| 1997 | 2.564 |
| 1998 | 2.871 |
| 1999 | 3.216 |
| 2000 | 3.602 |
| 2001 | 4.034 |
| 2002 | 4.518 |
| 2003 | 5.060 |

b) Personal de supervisión(14).

Para la supervisión del proceso son necesarios los siguientes técnicos.

| PUESTO | No. DE GENTES | SUELDO MENSUAL | SUELDO ANUAL |
|----------------------------|---------------|----------------------------|--------------|
| | | (MILLONES DE NUEVOS PESOS) | |
| Jefes de producción | 4 | 0.0030 | 0.144 |
| Jefe de control de calidad | 1 | 0.0030 | 0.036 |
| Químicos | 4 | 0.0015 | 0.072 |
| Mecánicos | 3 | 0.0015 | 0.054 |
| Jefe de mecánicos | 1 | 0.0030 | 0.036 |
| Electricista | 1 | 0.0015 | 0.018 |
| Jefe de electricista | 1 | 0.0030 | 0.036 |
| | | Total | 0.396 |

mill. de nuevos pesos anuales.

Considerando que el 45 % de su sueldo base equivale a lo que reciben en prestaciones sociales, el total del costo del sueldo del personal de supervisión es de 0.574 millones de nuevos pesos anuales en 1993. La proyección de éste costo esta dado en la tabla 6.14.

Tabla 6.14. PROYECCION DEL PAGO DE SUELDOS DEL PERSONAL DE SUPERVISION.

| ANO | MONTO (MILLONES DE N\$) |
|------|----------------------------|
| 1994 | 0.643 |
| 1995 | 0.720 |
| 1996 | 0.806 |
| 1997 | 0.903 |
| 1998 | 1.012 |
| 1999 | 1.133 |
| 2000 | 1.269 |
| 2001 | 1.421 |
| 2002 | 1.592 |
| 2003 | 1.783 |

c) Mantenimiento y reparación.

Se considera como el 10% (12)(14) de la inversión fija, porque es equipo que sufre alto desgaste, por trabajar en condiciones severas, lo que en 1993 representa 12.596 millones de nuevos pesos.

Tabla 6.15 PROYECCION DEL COSTO DE MANTENIMIENTO Y REPARACION.

| ANO | MONTO (MILLONES DE N\$) |
|------|----------------------------|
| 1994 | 14.108 |
| 1995 | 15.801 |
| 1996 | 17.697 |
| 1997 | 19.820 |
| 1998 | 22.199 |
| 1999 | 24.863 |
| 2000 | 27.846 |
| 2001 | 31.188 |
| 2002 | 34.931 |
| 2003 | 39.122 |

d) Suministros de operación.

Se estiman como un 15% del costo total de mantenimiento y reparación(14).

TABLA 6.16 PROYECCION DEL COSTO DE SUMINISTROS DE OPERACION.

| AÑO | MONTO (MILLONES DE N\$) |
|------------|--|
| 1994 | 2.116 |
| 1995 | 2.370 |
| 1996 | 2.655 |
| 1997 | 2.973 |
| 1998 | 3.330 |
| 1999 | 3.729 |
| 2000 | 4.177 |
| 2001 | 4.678 |
| 2002 | 5.240 |
| 2003 | 5.868 |

2.- CARGOS FIJOS DE INVERSION.

Estos cargos son consecuencia de la inversión fija, y por lo tanto tienden a permanecer constantes, independientemente del volumen de producción. Los más importantes son los siguientes:

a) Depreciaciones y amortizaciones(12)(14).

Se considera una tasa de depreciación anual para maquinaria y equipo de proceso del orden de 20 %, y para la obra

civil la tasa considerada es de 5% de las inversiones correspondientes. Las amortizaciones de los gastos preoperativos y de arranque también se consideran como del 5% anual.

Tanto las depreciaciones como las amortizaciones se consideran del 25% para el primer año de trabajo, por experiencias obtenidas en otras plantas(12).

Se considera una vida útil de 10 años, sin riesgos ni reparaciones. Para el cálculo de la depreciación se emplea el método del porcentaje fijo anual.

TABLA 6.17 CALCULO DE LA DEPRECIACION Y AMORTIZACION
 (SIN CONSIDERAR REVALORIZACION DE ACTIVOS).
 MILLONES DE NUEVOS PESOS.

| AÑO | DEPRECIACIONES | | AMORTIZACIONES | CARGOS FIJOS |
|--------|-------------------|------------|---------------------------|--------------|
| | EQUIPO DE PROCESO | OBRA CIVIL | GASTOS PROPE- RATIVOS. | DE INVERSION |
| MONTO: | 34.510 | 15.530 | 18.981 | SUMA |
| 1994 | 8.628 | 3.883 | 4.745 | 17.256 |
| 1995 | 6.902 | 0.777 | 0.949 | 8.628 |
| 1996 | 6.902 | 0.777 | 0.949 | 8.628 |
| 1997 | 6.902 | 0.777 | 0.949 | 8.628 |
| 1998 | 6.902 | 0.777 | 0.949 | 8.628 |
| 1999 | ---- | 0.777 | 0.949 | 1.726 |
| 2000 | ---- | 0.777 | 0.949 | 1.726 |
| 2001 | ---- | 0.777 | 0.949 | 1.726 |
| 2002 | ---- | 0.777 | 0.949 | 1.726 |
| 2003 | ---- | 0.777 | 0.949 | 1.726 |

b) Impuestos sobre la propiedad.

Se consideran como de 4% anual sobre el valor de la
 inversión fija, porque la planta se encuentra ubicada en una zona
 urbana desarrollada(14)(13).

TABLA 6.18 PROYECCION DEL PAGO DE IMPUESTOS SOBRE LA PROPIEDAD.

| ANO | MONTO (MILLONES DE N\$) |
|------|----------------------------|
| 1994 | 5.643 |
| 1995 | 6.320 |
| 1996 | 7.079 |
| 1997 | 7.928 |
| 1998 | 8.880 |
| 1999 | 9.945 |
| 2000 | 11.138 |
| 2001 | 12.745 |
| 2002 | 13.972 |
| 2003 | 15.649 |

c) Seguros sobre la planta.

Todas las plantas industriales deben proteger su inversión, asegurándola con un costo que varía con el nivel de riesgo que representa su operación, y este costo suele representar un egreso del orden del 1% sobre el valor de la inversión fija(14).

TABLA 6.19 PROYECCION DEL COSTO DE SEGUROS SOBRE LA PLANTA.

| ANO | MONTO (MILLONES DE N\$) |
|------|----------------------------|
| 1994 | 1.411 |
| 1995 | 1.580 |
| 1996 | 1.770 |
| 1997 | 1.982 |
| 1998 | 2.220 |
| 1999 | 2.487 |
| 2000 | 2.785 |
| 2001 | 3.119 |
| 2002 | 3.494 |
| 2003 | 3.913 |

d) Rentas.

En este caso se considera que todo el equipo será adquirido por la planta, con lo cual este costo es nulo.

3.-. CARGOS FIJOS DE OPERACION.

Son aquellos cargos necesarios para coordinar los servicios de la planta, impartir seguridad industrial y proporcionar servicios a los empleados de la planta(14). Se incluyen en este

rubro los gastos por concepto de superintendencia de planta, laboratorios de control de calidad, servicios médicos, servicios de comedor, servicios recreacionales y servicios de vigilancia.

Estos cargos suelen variar entre el 30% y el 60% del costo anual de la mano de obra, supervisión y mantenimiento.

En este caso se considera como un 30% porque el costo del mantenimiento es muy alto(12)(14).

DETERMINACION DE LOS CARGOS FIJOS DE OPERACION PARA 1993.

(millones de nuevos pesos)

| | | |
|--------------------------------|---|---------------|
| Costo anual de la mano de obra | = | 1.629 |
| Costo anual de supervisión | = | 0.574 |
| Costo anual de mantenimiento | = | <u>12.596</u> |
| Total | | 14.799 |

CARGOS FIJOS DE OPERACION = 4.44 MILLONES DE NUEVOS PESOS, 1993.

TABLA 6.20 PROYECCION DE LOS CARGOS FIJOS DE OPERACION.

| ANO | MONTO (MILLONES DE N\$) |
|------|----------------------------|
| 1994 | 4.973 |
| 1995 | 5.570 |
| 1996 | 6.238 |
| 1997 | 6.986 |
| 1998 | 7.825 |
| 1999 | 8.764 |
| 2000 | 9.815 |
| 2001 | 10.993 |
| 2002 | 12.312 |
| 2003 | 13.789 |

4.- GASTOS GENERALES.

Son aquellos gastos necesarios para hacer llegar el producto al mercado, mantener la empresa en posición competitiva y lograr una operación rentable. Se incluyen en este rubro los siguientes conceptos(14):

- A.- Gastos administrativos
- B.- Gastos de distribución y venta
- C.- Gastos de investigación y desarrollo
- D.- Gastos financieros

A.-Gastos administrativos.

Son los generados por concepto de sueldos del personal de administración, contabilidad y compras, gastos de asesorías legales, gastos de servicios técnicos, mantenimiento y suministro de oficinas, comunicaciones, etc. Se les puede estimar con un monto del orden de 10% de los ingresos por ventas (14). Su determinación se da en la tabla 6.21.

TABLA 6.21 PROYECCION DE LOS GASTOS ADMINISTRATIVOS.

| ANO | MONTO (MILLONES DE N\$) |
|------|----------------------------|
| 1994 | 23.367 |
| 1995 | 31.723 |
| 1996 | 35.530 |
| 1997 | 39.793 |
| 1998 | 44.568 |
| 1999 | 49.916 |
| 2000 | 55.906 |
| 2001 | 62.615 |
| 2002 | 70.129 |
| 2003 | 78.545 |

B. Gastos de distribución y venta.

Comprende los gastos derivados del conjunto de actividades que tienen como propósito hacer llegar el producto hasta el consumidor (14).

El orden de magnitud de estos gastos en lo general varia entre el 5 y el 25% del total de ingreso por ventas(14). Se considera adecuado calcular este concepto con el 10%, dado que no es un producto al que tenga que hacerse mucha publicidad, su costo y proyección se dá en la tabla 6.22 y son equivalentes a los gastos administrativos.

TABLA 6.22 PROYECCION DE LOS GASTOS DE DISTRIBUCION Y VENTA.

| ANO | MONTO (MILLONES DE N#) |
|------|---------------------------|
| 1992 | 20.863 |
| 1993 | 23.367 |
| 1995 | 31.723 |
| 1996 | 35.580 |
| 1997 | 39.793 |
| 1998 | 44.568 |
| 1999 | 49.916 |
| 2000 | 55.906 |
| 2001 | 62.615 |
| 2002 | 70.129 |
| 2003 | 78.545 |

c) Gastos de investigación y desarrollo.

Estos gastos son aquellos en los que se incurre para introducir eficiencia en la tecnología de producción y en el desarrollo de nuevos productos o de nuevos usos para el producto. Estos gastos son considerados del orden 3% del total de las ventas(14).

TABLA 6.23 PROYECCION DE LOS GASTOS DE INVESTIGACION Y DESARROLLO.

| ANO | MONTO (MILLONES DE N\$) |
|------|----------------------------|
| 1994 | 7.010 |
| 1995 | 9.517 |
| 1996 | 10.659 |
| 1997 | 11.938 |
| 1998 | 13.371 |
| 1999 | 14.975 |
| 2000 | 16.772 |
| 2001 | 18.785 |
| 2002 | 21.039 |
| 2003 | 23.564 |

6.4 DETERMINACION DEL COSTO DE FABRICACION DEL PRODUCTO.

Conviene determinar ahora el costo de fabricación del producto, el cual queda determinado por la suma de los siguientes conceptos(14):

- 1.- Costos variables de operación
- 2.- Costos fijos de inversión
- 3.- Cargos fijos de operación

los cuales en el 2do. año de trabajo de la planta (1995) y considerando que trabajara al 100% de su capacidad, son:

1.- Costos variables de operación

| | | |
|--|---|---|
| A.- Materias primas y reactivos de proceso | = | 17.164 |
| B.- Servicios auxiliares | = | 39.718 |
| C.- Regalías | = | 4.759 |
| D.- Envases | = | 13.840 |
| | | ----- |
| Total | | 75.481 millones de nuevos pesos (1995) |

2.- Cargos fijos de inversión.

| | | |
|-------------------------------------|---|--|
| A.- Depreciaciones y amortizaciones | = | 8.628 |
| B.- Impuestos sobre la propiedad | = | 6.320 |
| C.- Seguros sobre la planta | = | 1.580 |
| | | ----- |
| Total | = | 16.528 millones de nuevos pesos (1995). |

3.- Cargos fijos de operación.

Son determinados en la tabla 6.20 y tienen un monto de N\$5.570 millones en 1995.

Por lo tanto el costo de la fabricación del producto queda:

| | | |
|-----------------------------------|---|--------|
| 1.- Costos variables de operación | = | 75.481 |
| 2.- Cargos fijos de inversión | = | 16.528 |
| 3.- Cargos fijos de operación | = | 5.570 |

N \$97.579 millones

Costo unitario de fabricación:

$$\frac{97579 \text{ millones de N\$}}{972.972 \text{ tons}} = 0.0001 \text{ millones de N\$ por tonelada.}$$

=N \$ 100 por tonelada

6.5 DETERMINACION DEL PUNTO DE EQUILIBRIO(14).

El punto de equilibrio, es aquel en el cual se tiene el mínimo volumen de producción de la planta para que sus ingresos sean iguales a sus egresos. Al nivel de producción en que se obtiene este equilibrio se le llama capacidad mínima económica de operación.

Para determinar el punto de equilibrio se emplea el método gráfico, el cual es descrito a continuación.

Método gráfico para determinar el punto de equilibrio.

Para la determinación de este punto entre ingresos y egresos se procede a agrupar los costos en variables y fijos, y a calcular estos para una capacidad de operación igual al 100% de la capacidad instalada, los cuales se agrupan en la tabla 6.24.

Después se procede a graficar los egresos, para lo cual se traza una línea paralela al eje de las abscisa al nivel de los costos fijos y luego se une el punto donde esta línea corta al eje de las ordenadas con el punto determinado por la abscisa de la capacidad instalada y la ordenada que marca la suma de los costos fijos y los costos variables resultantes al operar a esta capacidad. Posteriormente se grafican los ingresos trazando una línea recta en el punto determinado por los ingresos

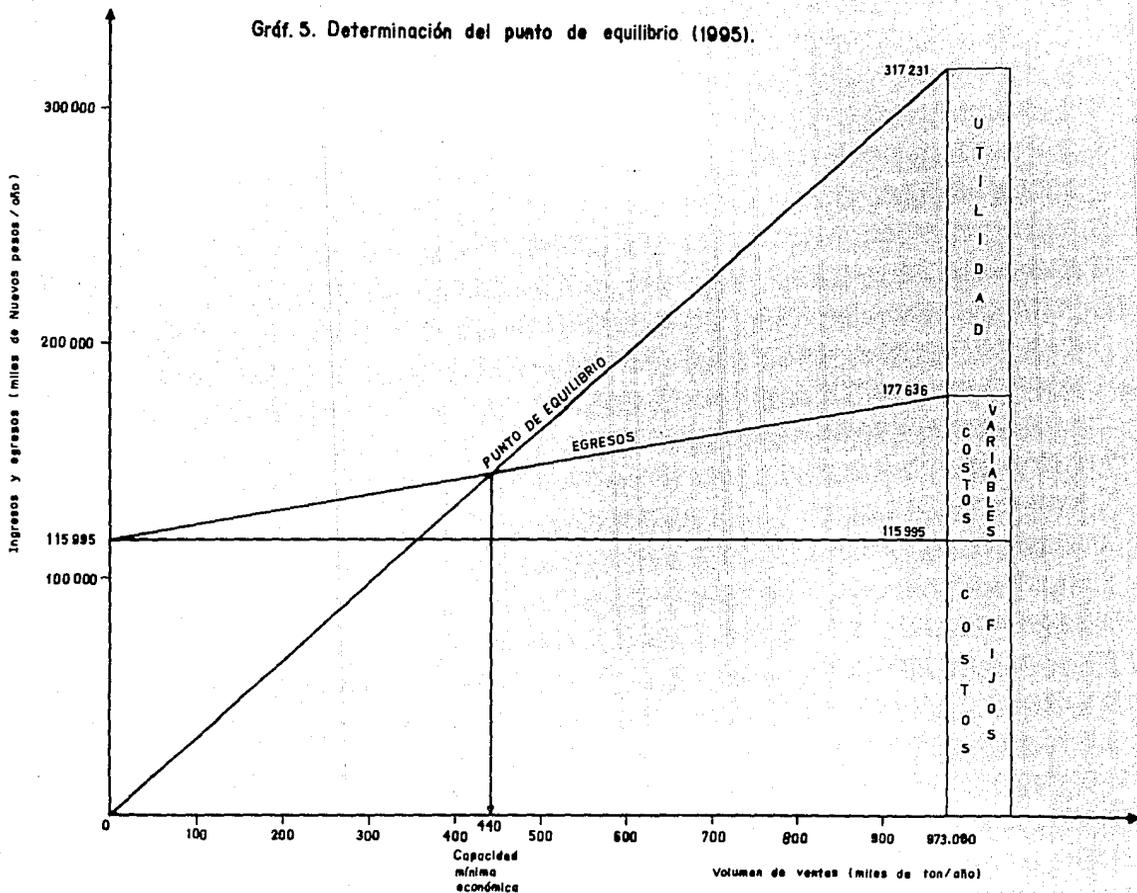
obtenibles al vender toda la producción alcanzable al operar la planta, con el origen.

En el punto donde se intersectan la línea de egresos y la línea de ingresos se encuentra localizado el punto de equilibrio económico. La abscisa correspondiente a este punto de equilibrio es la capacidad mínima económica de operación. A la izquierda de este punto se tendrán pérdidas y a la derecha utilidades, ver la gráfica 5.

TABLA 6.24 CLASIFICACION DE COSTOS PARA LA DETERMINACION DEL
PUNTO DE EQUILIBRIO.

| I. Costos de Operación | Monto (mill.N\$) en 1995 |
|--------------------------------|--------------------------|
| A.- Costos variables | |
| 1.- Materias primas | 17.164 |
| 2.- Servicios auxiliares | 39.718 |
| 3.- Regalias | 4.759 |
| Total de costos variables | 61.641 |
| B.- Costos fijos | |
| 1.- Mano de obra | 2.043 |
| 2.- Supervisión | 0.720 |
| 3.- Mantenimiento y rep. | 15.801 |
| 4.- Suministros de op. | 2.370 |
| II. Cargos fijos de inversión | |
| 1.- Depreciaciones y amort. | 8.628 |
| 2.- Impuesto sobre la prop. | 6.320 |
| 3.- Seguros sobre la planta | 1.580 |
| III. Cargos fijos de operación | 5.570 |
| Total de costos y cargos fijos | 43.032 |
| Total de costos | 104.673 |
| V. Gastos generales | |
| 1.- Gastos administrativos | 31.723 |
| 2.- Gastos de dis. y venta | 31.723 |
| 3.- Gastos de invest. y des. | 9.517 |
| Total de gastos | 72.963 |
| Gran total | 177.636 |

Gráf. 5. Determinación del punto de equilibrio (1995).



C A P I T U L O 7

DISCUSION

1) El hecho de economizar un 58% de los costos anuales por combustible, que representan un ahorro de 16.728 millones de nuevos pesos por año, es un indicio favorable de que se debe valorar cuánto cuesta modificar el sistema de producción en ésta planta.

2) El análisis técnico de las opciones presentadas determina claramente la conveniencia de instalar un solo horno para cubrir la necesidad productiva de la planta, con lo cuál se mantendría en un punto estable al producir con eficiencia y calidad.

3) En cuanto a la inversión total que se requiere hacer (161.154 millones de nuevos pesos en 1993), es posible llevarse a cabo, dado que si se analiza la determinación gráfica del punto de equilibrio (gráfica 5), la capacidad mínima económica de operación se encuentra en un volumen de ventas de 440,000 toneladas anuales, que representan solamente un 45.22% de la capacidad teórica de la planta.

C A P I T U L O 8

CONCLUSIONES

La evaluación de los resultados permite concluir que técnicamente el cambio de proceso debe realizarse instalando un solo horno.

En el aspecto económico se refleja la conveniencia de la inversión, pues la tendencia en los ingresos se muestra ascendente y con una mínima capacidad económica de operación, lo que permite que exista la recuperación de la inversión, no habiendo pérdidas en los diez primeros años de operación.

Por las razones expuestas se considera el presente estudio como una opción viable a seguir.

C A P I T U L O 9

BIBLIOGRAFIA

- 1.- A. S. Foust, L. A. Wenzel, C.W. Clump, Louis Maus, L.B. Andersen,
Principios de operaciones unitarias,
Editorial C.E.C.S.A.
México, 1983.
- 2.- Bogue, Robert H.,
The chemistry of Portland Cement,
2nd. ed., 1955,
Reinhold Publishing Corp.,
New York.
- 3.- Dipl. Ing. Walter H. Duda,
Manual Tecnológico del Cemento,
Editores técnicos asociados, S.A.,
Barcelona, 1977.
- 4.- Donald O. Kern,
Procesos de transferencia de calor,
Editorial C.E.C.S.A.,
México, 1984.
- 5.- Ing. Grad. O. Kunze,
Humboldt Wedag Española, S. A.,
Consideraciones críticas de las posibilidades de empleo y

rendimiento del intercambiador de calor por suspensión en gases.

Revista Materiales de construcción,
No. 166, 1977.

6.- Lea, F. M., V. B. E., D. Sc., F. R. I. C.,

The chemistry of cement and concrete,
Revised Edition of Lea and Desch.,
2nd. ed., 1956 .
London, E. Arnold (Publishers) LTD.

7.- Martínez, Arguello Luis (Director Corporativo de
mercadotecnia, CEMEX),

Relaciones de mercado en la industria cementera,
Revista Construcción y Tecnología,
Vol. IV, No. 47,
Abril 1992.

8.- Otto Labahn,

Prontuario del cemento,
Editores Técnicos Asociados S.A.,
Barcelona, 1966.
3a. edición en español.

9.- Perry, J. H.,

Chemical Engineers Handbook,
5a. edición en Español,
Mc Graw Hill,
New York.

- 10.- Puebla Rocio,
Economía Mexicana, situación y perspectivas,
Revista Construcción y Tecnología,
Vol. IV, No. 47,
Abril 1992.
- 11.- Servicios Profesionales Tolteca,
Curso Tecnología del Cemento,
México 1978.
- 12.- Sistema contable de costos,
Cementos Tolteca, S. A. de C. V.,
Planta Atotonilco,
México, 1987.
- 13.- Sistema contable de costos,
Cementos Tolteca, S. A. de C. V.,
Planta Tula,
México, 1987.
- 14.- Soto R. Humberto, Espejel Z. Ernesto, Martínez F. H. F.,
La Formulación y Evaluación Técnico-económica de proyectos
industriales,
3a. edición, 1981,
Editorial visual CENETI.