

Universidad Nacional de Ingeniería

FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA



**“ Cálculo, Diseño y Operación de un Horno Rotativo
de Vía Húmeda para la Producción de
180 Toneladas / Dia de Clínter ”**

T E S I S

PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE:

INGENIERO MECANICO

ALFREDO ELIAS NICHU PRETELL

PROMOCION: 1982 - 1

LIMA . PERU . 1992

CONTENIDO

Frólogo.	
1.- Introducción.	1
2.- Descripción técnica de la planta.....	
2.1.- Situación operativa de la planta,.....	3
2.1.1.- Perforación, extracción y trituración de las materias primas.	
2.1.1.1.- Piedra caliza.	
2.1.1.2.- Arcilla.	
2.1.1.3.- Oxido de fierro.	
2.1.1.4.- Yeso.	
2.1.1.5.- Trituración.	
2.1.2.- Molienda y homogenización de crudos.	
2.1.3.- Clinkerización.	
2.1.4.- Molienda de cemento.	
2.1.5.- Envasado y despacho.	
3.- Elección del tipo de horno	
3.1.- Estudio de la capacidad instalada de maquinarias	14
3.1.1.- Sección trituración.	
3.1.2.- Sección dilución de arcilla.	
3.1.3.- Sección de molienda de crudos.	
3.1.4.- Sección silos de pasta.	
3.1.5.- Sección calcinación.	
3.1.6.- Sección molienda de cemento.	
3.1.7.- Sección envase.	
3.1.8.- Sección almacenamiento de combustible.	
3.1.9.- Sección generación de energía eléctrica.	
3.1.10.- Sección estaciones de bombeo de agua.	
3.2.- Cálculo de la capacidad de producción de clínker del horno a diseñar.....	20
3.3.- Discusión de las alternativas y selección del tipo de horno a diseñar.....	24
4.- Cálculo y diseño del horno rotativo.	
4.1.- Cálculo y elección de los parámetros fundamentales.....	28
4.1.1.- Cálculo del diámetro y la longitud.	
4.1.2.- Cálculo de la producción específica del horno.	
4.1.3.- Elección del grado de llenado y de la pendiente del horno.	
4.1.4.- Cálculo de la velocidad angular y del tiempo de permanencia del material dentro del horno.	
4.2.- Combustión.	34
4.2.1.- Consideraciones del crudo para la producción del Clínker por vía húmeda.	
4.2.1.1.- Cálculo de la alimentación de la pasta cruda seca.	
4.2.1.2.- Cálculo de la composición potencial el clínker.	
4.2.1.3.- Cálculo de la alimentación de pasta cruda húmeda.	

4.2.1.4.-	Cálculo de los componentes de los gases de las materias primas.	
4.2.2.-	Elección del combustible a utilizarse.....	42
4.2.3.-	Cálculo de consumo de combustible.....	43
4.2.3.1.-	Cálculo de las entradas de calor en el horno.	
4.2.3.1.1.-	Calor de la combustión.	
4.2.3.1.2.-	Calor sensible del combustible.	
4.2.3.1.3.-	Calor sensible del crudo seco.	
4.2.3.1.4.-	Calor sensible del agua que ingresa con el crudo.	
4.2.3.1.5.-	Calor sensible del aire.	
4.2.3.2.-	Cálculo del consumo de combustible.	
4.2.4.-	Cálculo del aire primario necesario para la combustión.....	47
4.2.4.1.-	Cálculo del aire mínimo necesario para la combustión.	
4.2.4.2.-	Cálculo del aire mínimo necesario para la combustión a condiciones ambientales.	
4.2.4.3.-	Cálculo del aire necesario para la combustión.	
4.2.4.4.-	Cálculo del aire primario necesario para la combustión.	
4.2.5.-	Cálculo del aire secundario.....	52
4.2.6.-	Cálculo de los gases producidos en la combustión.	
4.2.6.1.-	Gases desprendidos de la materia prima.	
4.2.6.2.-	Cálculo de los gases desprendidos por la combustión del combustible.	
4.2.6.3.-	Cálculo del agua contenido en el aire.	
4.2.6.4.-	Gases producidos en la combustión.	
4.3.-	Eliminación del agua por vía mecánica dentro del horno.....	61
4.3.1.-	Elección del tipo de cadenas en el interior del horno.	
4.3.2.-	Cálculo y dimensionamiento de las cadenas.	
4.3.2.1.-	Dimensionado de las cadenas cortinas.	
4.3.2.2.-	Dimensionado de las cadenas guirnaidas.	
4.4.-	Diseño del revestimiento refractario.....	69
4.4.1.-	Materiales refractarios.	
4.4.1.1.-	Propiedades de los materiales refractarios.	
4.4.1.2.-	Clasificación química de los refractarios.	
4.4.1.3.-	Tamaños de los ladrillos para hornos rotativos.	
4.4.1.4.-	Materiales no moldeados.	
4.4.2.-	Determinación de las zonas del horno	79
4.4.2.1.-	Zona de secado.	
4.4.2.2.-	Zona de precalentamiento.	

4.4.2.3.- Zona de calcinación.	
4.4.2.4.- Zona de transición.	
4.4.2.5.- Zona de sinterización.	
4.4.2.6.- Zona de enfriamiento.	
4.4.2.7.- Distribución de temperaturas en el horno rotativo.	
4.4.3.- Selección de las calidades y del espesor de los refractarios,.....	89
4.4.3.1.- Resumen del revestimiento refractario.	
4.5.- Cálculo y selección de los componentes auxiliares	96
4.5.1.- Preparación y bombeo del combustible.	
4.5.1.1.- Diseño del tanque de almacenamiento diario de combustible.	
4.5.1.1.1.-Cálculo del calentador para el tanque diario del combustible.	
4.5.1.2.- Selección de las bombas de combustible.	
4.5.1.3.- Cálculo del calentador para el combustible.	
4.5.2.- Selección del quemador	106
4.5.3.- Cálculo de los enfriadores	112
4.5.3.1.- Elección de los soportes para los enfriadores planetarios.	
4.5.3.2.- Codos de acceso a los enfriadores.	
4.5.3.3.- Peso de los enfriadores.	
4.5.3.4.- Balance térmico de los enfriadores planetarios.	
4.5.3.5.- Rendimiento térmico de los enfriadores.	
4.5.4.- Cálculo de las características del ventilador de aire primario.	123
4.5.5.- Cálculo de las características del ventilador de gases.	126
4.5.6.- Selección de la cámara de humos.....	128
4.5.7.- Cálculo de la chimenea.....	129
4.5.8.- Selección de los cierres extremos del horno.....	133
4.6.- Cálculo y diseño de los componentes principales del horno.....	134
4.6.1.- Diseño de la virola.....	134
4.6.1.1.- Cálculo de las cargas muertas.	
4.6.1.1.1.- Peso propio de la virola.	
4.6.1.1.2.- Peso del revestimiento refractario.	
4.6.1.1.3.- Peso de los tubos enfriadores.	
4.6.1.1.4.- Peso de la formación de costra.	
4.6.1.1.5.- Peso de la zona de cadenas.	
4.6.1.1.6.- Peso de las llantas de rodadura.	
4.6.1.1.7.- Peso del engranaje.	
4.6.1.2.- Cálculo de las cargas vivas	144
4.6.1.2.1.- Peso del material en proceso.	
4.6.1.2.2.- Reacciones en el engranaje.	
4.6.1.2.3.- Torque para mover el torno.	
4.6.1.3.- Resumen de las cargas actuantes en el horno.....	150

4.6.1.4.- Diagrama de cuerpo libre del horno.,.....	150
4.6.1.4.1.- Diagrama de cuerpo libre del horno en el plano vertical.	
4.6.1.4.2.- Diagrama de cuerpo libre del horno en el plano horizontal.	
4.6.1.5.- Cálculo de los esfuerzos en la virola	160
4.6.1.5.1.- Esfuerzos debido a las cargas.	
4.6.1.5.2.- Esfuerzos térmicos.	
4.6.2.- Diseño de las llantas de rodadura	169
4.6.2.1.- Esfuerzos de contacto de Hertz.	
4.6.2.2.- Esfuerzos de flexión.	
4.6.2.3.- Esfuerzos térmicos.	
4.6.2.4.- Verificación de la llanta por fatiga.	
4.6.3.- Cálculo de los polines de rodadura	187
4.6.4.- Elección de los polines de retención	189
4.6.5.- Cálculo de la transmisión	190
4.6.5.1.- Cálculo de la potencia requerida.	
4.6.5.2.- Selección de la transmisión principal de potencia.	
4.6.5.2.1.- Selección de la transmisión piñón (B) engranaje (A).	
4.6.5.2.2.- Selección del tren de engranajes (C) - (D)	
4.6.5.2.3.- Selección del reductor de velocidad principal	
4.6.5.2.4.- Selección del motor eléctrico principal.	
4.6.5.3.- Selección de la transmisión auxiliar de potencia.	
4.6.5.3.1.- Selección del reductor de velocidad auxiliar.	
4.6.5.3.2.- Selección del motor eléctrico auxiliar.	
4.7.- Selección del sistema de refrigeración de los polines.....	205
4.8.- Balance térmico teórico.....	207
4.8.1.- Cálculo de las entradas de calor en el horno.	
4.8.1.1.- Cálculo del calor de la combustión.	
4.8.1.2.- Cálculo del calor sensible del combustible.	
4.8.1.3.- Cálculo del calor sensible del crudo seco.	
4.8.1.4.- Cálculo del calor sensible del agua que ingresa con el crudo.	
4.8.1.5.- Cálculo del calor sensible del aire.	
4.8.1.6.- Cálculo de las entradas de calor en el horno.	
4.8.2.- Cálculo de las salidas de calor en el horno.....	210
4.8.2.1.- Calor teórico requerido para la cocción del clínker.	

4.8.2.2.-	Calor para evaporar el agua del crudo.	
4.8.2.3.-	Calor sensible de los gases de salida.	
4.8.2.4.-	Calor sensible del clinker.	
4.8.2.5.-	Calor perdido por convección y radiación.	
4.8.2.6.-	Calor perdido no determinado.	
4.8.3.-	Resumen del balance térmico teórico.....	216
5.-	Alineamiento y operación del horno	
5.1.-	Alineamiento del horno.....	218
5.1.1.-	Procedimiento para el alineamiento del horno.	
5.2.-	Operación del horno.....	226
5.2.1.-	Descripción de las instalaciones.	
5.2.2.-	Procedimiento para arranque y puesta en operación del horno.	
5.2.3.-	Balance térmico real.....	233
5.2.3.1.-	Datos de condiciones de operación del horno.	
5.2.3.2.-	Balance termico real.	
5.2.3.2.1.-	Entradas de calor en el horno	242
5.2.3.2.1.1.-	Calor de la combustión.	
5.2.3.2.1.2.-	Calor sensible del combustible.	
5.2.3.2.1.3.-	Calor sensible del crudo seco.	
5.2.3.2.1.4.-	Calor sensible del agua que ingresa con el crudo.	
5.2.3.2.1.5.-	Calor sensible del aire.	
5.2.3.2.1.6.-	Entradas de calor en el horno.	
5.2.3.2.2.-	Salidas de calor.....	244
5.2.3.2.2.1.-	Calor teorico requerido para la cocción del clinker.	
5.2.3.2.2.2.-	Calor para evaporar el agua del crudo.	
5.2.3.2.2.3.-	Calor sensible de los gases de salida.	
5.2.3.2.2.4.-	Calor sensible del clinker.	
5.2.3.2.2.5.-	Calor perdido por convección y radiación.	
5.2.3.2.2.6.-	Calor perdido no determinado.	
5.2.3.2.2.7.-	Resumen del balance termico real.	
6.-	Evaluación económica	249
	Conclusiones y recomendaciones	251
	Bibliografía.....	270
	Apéndice	
A).-	Procedimiento y recomendaciones para mantenimiento del horno.....	272
B).-	Técnicas de instalación del revestimiento refractario en hornos ratativos.....	279
	Planos.	

PROLOGO

El presente trabajo comprende el diseño de un horno rotatorio para la producción de clínker por vía húmeda.

En el capítulo II efectuamos inicialmente la descripción técnica de la planta en la cual aprovecho para describir el proceso de fabricación del cemento.

En el capítulo III hacemos un estudio de la capacidad instalada de la maquinaria con la cual justificamos plenamente los requerimientos de instalar un nuevo horno rotatorio.

En el capítulo IV efectuamos el cálculo y diseño del horno rotatorio lo mas detalladamente posible conjugándose los aspectos termodinámicos y mecánicos.

En el capítulo V describimos la operación del horno que incluye toma de datos en el campo que nos permite evaluar nuestro diseño.

Finalmente en el capítulo VI se incluye una evaluación económica con los costos de fabricación del horno.

Agradezco a mis compañeros de trabajo de la Compañía Cemento Sur S.A. por la valiosa información técnica facilitada, en especial al Ingeniero David Rozas Yopez. Igualmente agradezco la constante motivación y apoyo recibido de mis familiares.

INTRODUCCION

El propósito del presente trabajo es de diseñar un horno rotatorio para la producción de clínker por vía húmeda que forma parte de la ampliación de la fábrica de Cemento Sur S.A. ubicada en el departamento de Puno.

El trabajo desarrollado es el resultado de la convergencia entre los aspectos teóricos recopilados a través de informaciones de carácter general específica que ha sido posible conseguir relacionado con el tema del cemento y el aprovechamiento de la experiencia de varios profesionales de diferentes ramas que se ha logrado reunir para obtener un trabajo que viene logrando sus objetivos deseados en los aspectos técnicos y de producción.

La motivación de contrastar hipótesis desarrollados en la parte teórica hace que se incluya lo referente a la operación del horno.

La Fábrica de Cemento Sur S.A. es la de menor capacidad instalada de las que existen en el país de producción de cemento, pero, comparativamente tomando como referencia la zona sur incluídas las ciudades fronterizas de Bolivia, nuestro cemento es altamente competitivo, por su reconocida calidad. Es por ello la importancia que representa el incremento de la producción de cemento que se ha logrado con la implementación de un nuevo horno rotatorio.

2.- DESCRIPCION TECNICA DE LA PLANTA.

2.1 . Situación operativa de la planta.

La fábrica de CEMENTO SUR S.A. se encuentra ubicada en el distrito de Caracoto, provincia de San Román, departamento de Funo a 3,820 m.s.n.m. en la margen derecha de la carretera Juliaca-Funo a 11 Km. de Juliaca.

El acceso a las instalaciones de la fábrica es por un ramal de 1.5 Km. de la vía Juliaca-Funo, y por ferrocarril, con un desvío de Enafer del Sur.

La fábrica de CEMENTO SUR S.A. desde el inicio de sus operaciones el año de 1963 ha estado produciendo 250 toneladas por día que representa su capacidad nominal por el proceso de vía húmeda.

Produce actualmente cemento portland tipos I y II denominados " RUMI " de acuerdo con las especificaciones técnicas establecidas por "ITINTEC" de calidad uniforme y cumpliendo estrictamente con las normas y especificaciones requeridas.

Para la obtención del cemento en nuestra fábrica por el proceso de vía húmeda tenemos que seguir las operaciones siguientes:

Perforación, extracción y trituración de materias primas.

Molienda y homogeneización de crudos.

Clinkerización.

Molienda de Cemento.

Envasado y despacho.

A continuación procederemos a efectuar la descripción de cada operación:

2.1.1.- Perforación y trituración de las materias primas.

El proceso se inicia con la explotación de las materias primas básicas que son:

- Piedra Caliza.
- Arcilla.
- Oxido de fierro.
- Yeso.

2.1.1.1 .- Piedra caliza.

La piedra caliza constituye una de las materias primas fundamentales utilizadas y es extraída de los yacimientos. Se trabajan con yacimientos de caliza que se encuentran a 2,5 Km. de distancia de la fábrica. El método de explotación es a cielo abierto, dada la distribución y composición química de la caliza que se disponga en las canteras se requiere una explotación selectiva. Las operaciones de explotación de la piedra caliza comprende:

- Explotación y muestreo.
- Preparación.
- Perforación.
- Voladura.
- Carguio y transporte.

A continuación describimos brevemente las operaciones de extracción antes mencionadas.

- Comprobación de la calidad de la materia prima.
- La determinación del margen de variación de dicha calidad a lo largo de la vida del yacimiento.

- La determinación de las cantidades de materias primas explotables.

El dictamen sobre la aplicabilidad de la caliza para la fabricación del cemento se basa principalmente en la composición química. A este respecto en el caso de la caliza se utiliza el Standard de Cal mejorado (StC)

$$StC = \frac{100 (C_a + 0.75MgO)}{2.8SiO_2 + 1.18Al_2O_3 + 0.65Fe_2O_3}$$

En esta expresión del standard de cal sólo se pueden tener en cuenta contenidos de MgO hasta 2% si el contenido de MgO fuese mayor del 2% el standard de cal es:

$$StC = \frac{100(C_aO+1.5)}{2.8SiO_2+1.18Al_2O_3+0.65Fe_2O_3}$$

El Standard de cal suele estar comprendido entre 90 y 98 siendo los valores mayores 95 con lo que podemos obtener cemento Portland de alta calidad.

Para nuestro yacimiento de caliza el valor promedio del standard de cal es de 95.

El muestreo de los yacimientos se realiza tomando muestras representativas que conforman un estudio que es permanentemente actualizado.

La composición del yacimiento como unidad se determina a base de muestras tomadas al azar cuyos valores promedios representan la composición del yacimiento.

La preparación de las canteras en nuestro caso consiste en la convencional formación de frentes de canteras por bancadas de 6 mts. de altura.

Como el método de explotación que se utiliza es selectivo se procede a explotar simultáneamente varios frentes de canteras o bancadas en distintas zonas de extracción con lo cual controlamos la composición del crudo.

Los distintos niveles de las Bancadas están unidos entre si y el transporte se realiza por las rampas que tienen pendientes que no sobrepasan el 10%.

Para el arrancamiento y fragmentación de la piedra caliza se utiliza los barrenos y voladuras. Se utiliza compresoras de aire portátiles accionadas con motores diesel con una capacidad de producción de aire de 50 m³/min. Se disponen de barrenos de perforación rotatoria de una capacidad 1,080 Tm/d. Una vez efectuado el barrenado por lo general son agujeros de diámetro : 50 mm ϕ y 6 mts. de profundidad se llenan de explosivo, en nuestro caso se utiliza la dinamita y se efectúa la voladura. El consumo específico de explosivo por metro cúbico de roca fragmentada es: 80 g/m³ (promedio) este valor es considerado óptimo y se debe a que la naturaleza de las rocas son fisuradas.

Para el cargado de la piedra caliza fragmentada, se utiliza una pala cargadora móvil sobre orugas con motor diesel accionada por cables de acero una

cuchara y dos cargadoras frontales accionadas con motores diesel y las cucharas por sistemas hidráulicos. Se dispone de dos volquetes de 18 toneladas de capacidad y dos volquetes de 25 toneladas de capacidad con esta maquinaria se cumple ampliamente los requerimientos de carguio y transporte.

2.1.1.2 . Arcilla.

La arcilla para la fabricación del cemento es utilizada como correctivo. En el Altiplano se encuentra en grandes cantidades y al nivel de la superficie. En nuestro caso tenemos arcillas de contenido de óxido de silica SiO_2 en el rango 45 al 65 % y se encuentran en el nivel del terreno de la fábrica y a 0.5 Km. de distancia. Para su explotación se utiliza una cargadora frontal con cuchara y un volquete de 18 Toneladas de capacidad.

2.1.1.3 . Oxido de fierro.

También es utilizado el óxido de fierro como correctivo. Se encuentra en grandes cantidades en el nivel del terreno de la fábrica y a 3 Km. de distancia. Para su explotación se utiliza una cargadora frontal con cuchara y un volquete de 18 toneladas de capacidad.

Se encuentra presente el óxido de fierro en la limonita que tiene un porcentaje promedio 52% de Fe_2O_3 .

2.1.1.4 . Yeso.

El yeso se utiliza en la fabricación del cemento para regular el tiempo de fraguado, retardándolo adecuadamente. La compañía tiene canteras propias de yeso. En la actualidad el yeso es suministrado por contratistas y se tiene stock de yeso fragmentado para 2 años aproximadamente en la planta.

2.1.1.5 . Trituración.

La primera operación en la planta es efectuada en la trituradora primaria que está instalada en la fábrica, la piedra caliza es descargada sobre una cinta alimentadora que transporta hasta el molino de martillos donde la caliza es triturada de 600 mm. hasta 25 mm. como máximo.

La piedra triturada es transportada mediante fajas transportadoras, a un transportador de cadena que la distribuye a dos tolvas de alimentación del molino de crudos. El exceso de producción puede depositarse en las canchas de almacenamiento para piedra chancada, para posteriormente ser transportada hasta un alimentador de empuje con cucharas para continuar el flujo hasta las tolvas.

2.1.2.- Molienda y homogeneización de crudos.

El proceso continua con la arcilla que se transforma en pasta de arcilla mediante la diluidora, se transporta mediante una de

Las dos bombas centrífugas de esta sección a uno de los cuatro silos de pasta desde donde es transportada por una bomba centrífuga, al aparato rotativo que alimenta el molino de crudos.

El óxido de hierro se incorpora al proceso por el mismo circuito empleado para la caliza.

En el molino Unidan para crudos se efectúa la molienda de la mezcla de caliza, arcilla y óxido de hierro adicionándole agua, para conseguir la pasta cruda la cual es transportada por medio de una de las dos bombas centrífugas mezcla cruda a los tres silos de almacenamiento, en los cuales se produce la homogeneización de la pasta mediante agitación por aire comprimido suministrado por un compresor estacionario.

2.1.3 . Clinkerización.

La pasta homogeneizada es transportada por medio de una bomba centrífuga a un alimentador rotativo que dosifica la pasta cruda homogeneizada para el horno y esta sincronizada con la marcha del mismo, mediante un equipo eléctrico especial que permite una alimentación constante y uniforme al horno.

Una vez en el interior del horno, la pasta se calienta lentamente y a medida que la pasta fluye a lo largo del horno la temperatura va en aumento, ocurriendo transformaciones complejas hasta obtenerse el clinker. Por considerarlo de interés en esta parte procederemos a detallar el proceso de formación del clinker.

El clinker es un producto que puede considerarse sintético, obtenido mediante un tratamiento térmico de la mezcla de los minerales naturales no-hidráulicos, calcita, cuarzo, arcillas y feldespatos, es transformada en una mezcla íntima de los minerales hidráulicamente activos Alita, belita, alumina y ferrita. El tratamiento térmico de calentamiento y enfriamiento responsable para esta transformación se denomina clinkerización.

La secuencia principal de los eventos ocurrientes y rango de temperatura en el cual tienen lugar la formación del clinker en un horno rotatorio son:

Rango de Temperatura(°C)	tipo de reacción
Calentamiento	
20°-100°	Evaporación de H ₂ O libre
100°-300°	Pérdida del agua físicamente absorbida
400°-900°	Remoción del H ₂ O estructural (grupos H ₂ O y OH) de los minerales de arcilla.
mayores de 500°	Cambios de estructura en los minerales de sílica.
600°-900°	Disociación de los carbonatos
mayores 800°	Formación de belita, productos intermedios aluminatos y ferrita
mayores 1,250°	Formación de alita
mayores 1,260	Formación de fase líquida (caldo de

Aprox. 1,450 aluminato y ferrita)
Concluye la reacción
y recristalización de
alita y belita.

Enfriamiento

1,300-1,240 Cristalización de
fase líquida en
aluminato y ferrita
principalmente.

La alita (C_3S) es el principal y decisivo mineral del Clínker por sus cualidades resistentes. Es el Silicato Tricálcico:



La Belita (C_2S) es el Silicato dicálcico



El Clínker sale del horno por medio de enfriadores planetarios Unax, donde es enfriado mediante aire, que es precalentado en el enfriador y se utiliza como aire secundario para combustión del combustible en el Horno.

El combustible utilizado es el petróleo industrial No. 6 es precalentado mediante vapor en el sistema de precalentadores e inyectado al horno en estado atomizado mediante bombas especiales.

El aire primario de combustión es insuflado por medio de un ventilador y los gases del horno son aspirados a través del horno, hacia la chimenea por otro ventilador.

El Clínker que sale de los enfriadores del horno es transportado al depósito respectivo

mediante una cargadora frontal y volquetes. Luego el clinker es transportado a una tolva y mediante un elevador se alimenta a las tolvas de alimentación de clinker para el molino de cemento.

2.1.4.- Molienda de cemento

En el molino Unidan de cemento se efectúa la molienda clinker junto con el yeso para formar cemento. Se utiliza en promedio el 96 % de clinker y 4 % de yeso expresado en masa.

El yeso es transportado desde el depósito correspondiente a la trituradora de martillos y después de triturado es transportado, hasta la tolva de alimentación de yeso al molino de cemento.

La alimentación de clinker y de yeso se efectúa con transportadores de cintas de láminas accionadas con motores de velocidad variable.

Una vez molido el cemento es transportado mediante una bomba neumática flux al silo de cemento. También el molino de cemento se encuentra interconectado a un filtro automático extractor de polvos.

2.1.5 .-Envasado y despacho

En el silo de cemento es transportado por un gusano helicoidal y un elevador de cangilones hasta la ensacadora rotativa flux.

En la ensacadora rotativa flux que funciona parte accionamiento mecánico con adición de

aire se efectúa el envasado en sacos de papel provistos de válvula una vez llenos los sacos son distribuidos mediante dos fajas transportadoras móviles que pueden atender el carguío de camiones y/o vagones de ferrocarril.

El pesado de los sacos envasados, se controla horariamente mediante una balanza standard. El peso de los sacos envasados es de 42.7 Kgs.

3.- ELECCION DEL TIPO DE HORNO

3.1.- Estudio de la capacidad instalada de maquinarias

Efectuamos la división por secciones de la maquinaria de planta teniendo lo siguiente :

- Trituración
 - Dilución de arcilla
 - Molienda de crudos
 - Silos de pasta
 - Calcinación
 - Molienda de cemento
 - Envase
 - Almacenamiento de combustible
 - Generación de energía eléctrica
 - Estaciones de bombeo de agua

A continuación hacemos una descripción de la maquinaria instalada en cada sección con sus características principales.

3.1.1.- Sección trituración

Capacidad de trituración y transporte de piedra caliza, yeso : 60 TM/h.

Consta de lo siguiente :

-1- Cinta alimentadora de láminas de velocidad variable. Longitud = 8.1 mts.

Ancho = 1.4 mts.

-1- Molino de martillos , compuesto de dos cámaras Diámetro = 1.6 mts.; Ancho= 1.2 mts. Cada cámara con 8 martillos.

-1- Ventilador extractor para despolvamiento.

-1- Alimentador de empuje con cuchara de: Longitud = 1.6 mts.; Ancho= 0.55 mts.

-1- Faja transportadora de caucho posición horizontal. Distancia entre centros = 5.5 mts. Ancho = 0.8 mts.

-1- Faja transportadora de caucho curvada posición inclinada. Distancia entre centros = 65 mts. Ancho = 0.5 mts.

-1- Transportador de cadena arrastradora posición horizontal. Distancia entre centros = 26.8 mts. Ancho = 0.35 mts.

3.1.2.- Sección dilución de arcilla

Capacidad de dilución de arcilla = 15 TM/h.

Consta de lo siguiente:

-1- Diluidora en forma de balsa octagonal de hormigón con un dispositivo agitador integrado por un rotor con dos rastrillos.

-2- Bombas de pasta de centrífugas con rotor de diámetro = 0.4 mts; Presión nominal = 7 Kg/cm²; Caudal nominal = 50 TM/h.

3.1.3.- Sección molienda de crudos.

Capacidad de producción de pasta cruda = 40 TM/h. Consta de lo siguiente :

-2- Transportadores de láminas de velocidad variable Longitud = 1.6 mts.; Ancho = 0.63 mts.

-1- Molino Unidan provisto de 3 cámaras con placas de revestimiento interior y tabiques de separación entre cámaras.

Utiliza bolas de cuerpos moledores.

Diámetro = 2.4 mts.; Longitud = 8.8 mts.

-2- Bombas de pasta centrífugas con rotor de diámetro = 0.4 mts.; Presión nominal = 7 Kg/cm² Caudal nominal = 50 TM/h.

3.1.4.- Sección silos de pasta.

Capacidad de almacenamiento:

Para pasta: 3 silos de 350 m³ cada silo en total = 1,050 m³

Para pasta de arcilla = 1 silo de 350 m³

Cada silo de las dimensiones siguientes:

Diámetro = 5.5 mts.; Altura = 19.80 mts.

-1- Distribuidor de aire automático

-1- Compresor de aire FLS tipo : EH-251

Caudal nominal = 12 m³/min; Presión nominal = 4 Kg/cm².

-1- Alimentador rotativo para pasta de velocidad variable sincronizado con la velocidad del horno.

-1- Alimentador rotativo para pasta de arcilla.

-4- Bombas de pasta centrífugas ídem a las mencionadas anteriormente. De las cuales:

-2- Bombas se utilizan para alimentación de pasta para el horno.

-1- Bomba se utiliza para mezcla de pasta en los silos.

-1- Bomba se utiliza para pasta de arcilla.

3.1.5.- Sección calcinación.

Capacidad de producción de clínker 250 TM/d

Consta de lo siguiente:

-1- Horno Unax de las siguientes dimensiones: Diámetro = 3.15 mts.; Longitud = 100 mts. con 12 enfriadores tipo planetario.

También está provisto de lo siguiente:

- 1- Ventilador centrífugo para aire primario.
- 1- Ventilador centrífugo para, aire secundario.
- 2- Bombas con impulsores tipo tornillo para petróleo industrial No. 6.

3.1.6.- Sección molienda de cemento.

Capacidad de producción de clínker 15 TM/h

Consta lo siguiente :

- 1- Molino de martillos para clínker, de las siguientes dimensiones:
Diámetro - 0.63 mts.; Longitud = 0.9 mts.
- 1- Elevador de cangilones para clínker de 21 mts. de altura.
- 2- Transportadores de láminas de velocidad variable para clínker y yeso.
Longitud = 1.6 mts.; Ancho = 0.63 mts.
- 1- Molino Unidan provisto de 3 cámaras con placas de revestimiento interior y tabiques de separación entre cámaras.
Utiliza bolas de cuerpos moledores.
Diámetro= 2.4 mts.; Longitud = 8.8 mts.
- 1- Filtro automático de polyos con 4 cámaras provistos de 14 mangas c/u con accionamiento del dispositivo sacudidor.
- 1- Ventilador centrífugo extractor de polvos.
- 1- Bomba flux para transporte de cemento accionada por aire.
- 1- Compresor de aire estacionario.
Caudal nominal = 20 m³/min. Presión nominal = 7 Kg/cm².
- 1- Compresor de aire estacionario.
Caudal nominal = 16 m³/min; Presión nominal.= 7 Kg/cm².

3.1.7.- Sección envase.

Capacidad = 1,800 bolsas/h (76.5 TM/h)

Consta de lo siguiente :

- 1- Silo para almacenamiento de cemento de las dimensiones siguientes :
Diámetro = 10 mts.; Altura 20 mts.
- 1- Transportador helicoidal de las dimensiones siguientes :
Diámetro = 0.6 mts.; Longitud 25 mts.

- 1- Elevador de cangilones para cemento de 20 mts. de altura.
- 1- Transportador de láminas para sacos llenos de las dimensiones siguientes :
Longitud = 3.45 mts.; Ancho = 0.7 mts.
- 1- Transportador helicoidal para cemento
Diámetro = 0.3 mts.; Longitud = 4 mts.
- 1- Compresor de aire estacionario
Caudal nominal = 10 m³/min
Presión nominal = 4 Kg/cm².
- 1- Filtro automático de polvos con 4 cámaras provisto de 14 mangas c/u con accionamiento del dispositivo sacudidor.
- 1- Ventilador centrífugo extractor de polvos.
- 1- Faja transportadora de caucho para bolsas llenas. Distancia entre centros = 21.5 mts; Ancho = 0.6 mts.

- 2- Fajas transportadoras móviles de caucho para sacos llenos. Distancia entre centros = 0.5 mts.

3.1.8.- Sección almacenamiento de combustible.

Consta de lo siguiente :

- 2- Tanques de almacenamiento de 200,000 galones con sus respectivos sistemas de precalentamiento de petróleo industrial No. 6.
- 1- Estación de recepción y bombeo de petróleo industrial No. 6 con :

- 2- Bombas para petróleo industrial No.6 con rotores de husillo.
Presión = 9 Kg/cm²;
Caudal = 50 Gal/min.

- 2- Calderas a vapor para el calentamiento del petróleo industrial No. 6.
Presión = 6 Kg/cm².

- 1- Tanque de almacenamiento diario de petróleo industrial No. 6 de 5,000 galones.

3.1.9 . Sección generación de energía eléctrica

Consta de lo siguiente :

- 1- Grupo electrógeno General Motors.
Carga nominal = 2,500 KW.
Carga a 3,820 m.s.n.m. = 2,000 KW.

- 1- Grupo electrógeno Fairbanks Morse
Carga nominal = 700 KW.
Carga a 3,820 m.s.n.m. = 450 KW.

- 1- Central térmica a vapor que consta de lo siguiente ;

- 2- Turbina de acción y de condensación
Potencia = 3,000 KW.

3.1.10.- Sección estaciones de bombeo de agua.

Consta de lo siguientes :

- 1- Bomba sumergible con motor eléctrico en superficie. Caudal = 300 Gal/min; Profundidad = 30 mts.; Altura Dinámica = 91 mts.
- 1- Bomba sumergible con motor eléctrico sumergido. Caudal = 1,200 Litros/min.; Profundidad = 30 mts.; Altura Dinámica = 62 mts.
- 1- Electrobomba. Caudal = 4,000 Lts/min; Altura dinámica = 80 mts.
- 1- Electrobomba. Caudal = 2,500 Lts/min; Altura dinámica = 79 mts.
- 1- Reservorio de agua de 78 m³; sección circular. Diámetro = 9.5 mts. Altura = 1.10 mts.
- 1- Reservorio de agua de 342m³; sección circular. Diámetro = 10 mts. Altura = 4.35 mts.
- 3- Electrobombas sumergibles. Caudal = 500 Lts/min. Profundidad = 6 mts.; Altura dinámica = 35 mts..
- 1- Electrobomba sumergible. Caudal = 1,500 Lts/min. Profundidad = 6 mts.; Altura dinámica = 50 mts.
- 1- Reservorio de agua de 43 m³; sección circular. Diámetro = 5 mts. Altura = 2.19 mts.

3.2.- Cálculo de la capacidad de producción de clínker del horno a diseñar.

La capacidad de producción de la fábrica Cemento Sur S.A. ha estado dada desde sus inicios por la producción de clínker de un horno. Encontrándose las maquinarias de las otras secciones con capa-

ciudades instaladas sobredimensionadas por lo que es posible aumentar sus producciones con la instalación de un nuevo horno.

Para el cálculo de la capacidad de producción de clínker del horno a diseñar tenemos :

Capacidad nominal del molino de crudos 40 TM/h de pasta cruda.

Para producir 250 TM/d de clínker se requiere :
 $1.55 \times 250 = 387.50$ TM/d de crudo seco. Tomando para efectos de cálculo que el 35 % en peso de pasta de crudos húmeda corresponde al agua obtenemos que requerimos: 596 TM/d de crudo húmedo.

Como se utiliza como corrector de la pasta de crudos la pasta de arcilla para nuestros requerimientos tenemos :

Pasta de crudos para alimentar al horno	=	Pasta de crudos	+	Pasta de arcilla
596 TM/d		548 TM/d		48 TM/d

Siendo los requerimientos de consumo de pasta de crudos : 548 TM/d (22.83 TM/h) tenemos que la capacidad instalada no utilizada del molino de crudos es : $40 - 22.83 = 17.17$ TM/h.

Siendo la producción de pasta de crudos no utilizada por día = 412 TM/d. Los requerimientos de corrección de pasta de arcilla son : 36 TM/d.

Por lo tanto :

Pasta de crudos no utilizada para alimentar el horno.	-	412 + 36
		- 448 TM/d

Siendo la producción de pasta seca = 291.20TM/d

La producción de clínker a obtener

$$\text{es} \quad = \frac{291.20}{1.55}$$

$$= 187.87 \text{ TM/d}$$

Por lo que considerando un margen de tolerancia es que tenemos : 180 TM/d la capacidad de producción de clínker del horno a diseñar.

Presentamos la tabla 1 donde observamos la sustentación del incremento de la producción de clínker. Para el cálculo se considera lo siguiente :

1.55 TM de crudo seco son necesarios para producir 1 TM de clínker.

35 % de contenido de agua en la pasta de crudos.

3.3.-Discusión de las alternativas y selección del tipo de horno a diseñar.

Para la cocción del clinker existen cuatro tipos de procesos básicamente diferentes, pero de frecuente aplicación todos ellos :

El proceso seco, alimentado con crudo seco con porcentaje de agua menor al 1 %.

El proceso semi-seco, alimentado con módulos húmedos hechos de una mezcla de crudo y agua. Con porcentaje de agua en el rango de 10 a 12%.

El proceso semi-húmedo, alimentado con módulos prensados hechos de una galleta de filtración de pasta. Con porcentaje de agua en el rango de 17 a 21 %.

El proceso húmedo, donde una pasta de material crudo es alimentado al horno. Con porcentaje de agua en el rango de a 40 %.

En nuestro caso está definido el proceso a utilizarse que es el proceso húmedo por que la planta ha sido diseñada desde sus inicios para este proceso, y el objetivo es utilizar la capacidad instalada no usada de las secciones en las cuales es factible incrementar la producción.

En el proceso de vía húmeda los tipos más importantes de hornos rotatorios que se usan son :

Horno largo con cadenas con un consumo específico de calor entre : 5,400 - 6,000 KJ/Kg-clinker; utiliza como sistema de eliminación del agua dentro del horno a las cadenas.

Las ventajas que ofrecen estos hornos son en beneficio de la comodidad de control de la operación de la excelente calidad del clinker.

También de la buena estabilidad del proceso, operaciones de control fáciles y seguras, toma de muestras sencillas, instrumental clásico, menos emisión de polvo, seguridad contra calentamientos y explosiones.

Entre los factores desfavorables podemos mencionar: son hornos suficientemente dimensionados en longitud con pesadas cadenas.

Horno largo con cadenas y cruces, con un consumo específico de calor entre : 5,200 - 6,300 KJ/Kg-clínker; con sistema de precalentadores de pasta dentro del horno en forma de crucetas sistema de eliminación de agua de cadenas.

Lo indicado de los factores favorables y desfavorables para el caso del horno largo con cadena son también válidos en este tipo de hornos. Además podemos indicar que los precalentadores de pasta también sirven simultáneamente como filtro de polvos. En desventaja podemos indicar que se obstruyen por el uso.

Horno relativamente corto con precalentador de pasta externo, con un consumo específico de calor entre : 5,200 - 5,900 KJ/Kg-clínker con intercambiadores de calor en forma de tambores giratorios externos al horno. Las ventajas que podemos mencionar son: El horno es de menor longitud comparativamente con los anteriormente mencionados. Se reduce la cantidad de polvo que es expulsado por la chimenea. Las desventajas son que la pasta cruda exige una buena plasticidad, también se tiene que considerar adicionalmente el accionamiento que requiere el tambor giratorio.

Podemos mencionar que los tres tipos de hornos rotativos de vía húmeda descritos tienen valores de consumos específicos de calor, muy cercanos, seleccionamos el tipo de horno largo con cadenas por presentarnos ventajas con relación a los otros.

Optimizaremos el consumo específico de calor en 5,450 KJ/Kg-clínker valor típico usado para diseño de este tipo de hornos. En lo referente a la optimización de las partes mecánicas efectuaremos un estudio detallado en los casos que así requiera. El siguiente esquema FIG. 1 nos representa una visión preliminar de un horno rotativo largo de vía húmeda con cadenas.

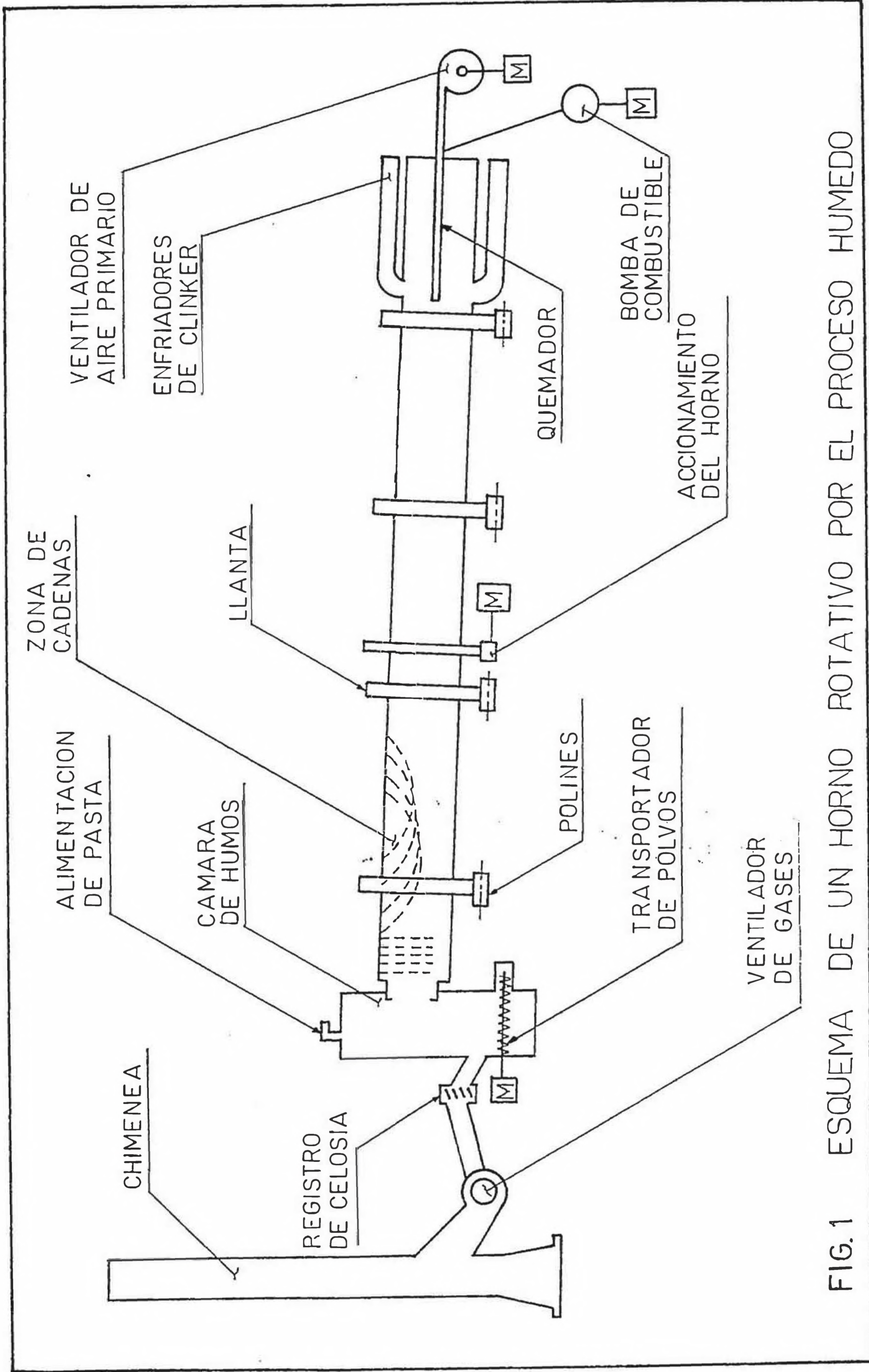


FIG.1 ESQUEMA DE UN HORNO ROTATIVO POR EL PROCESO HUMEDO

4 CALCULO Y DISEÑO DEL HORNO ROTATIVO.

4.1.- Cálculo y elección de los parámetros fundamentales.

4.1.1.- Cálculo del diámetro y la longitud.

Efectuamos el cálculo del diámetro y la longitud del horno considerando que la capacidad nominal de producción de clínker es de 180 TM/d para efectos de diseño tomamos un 15 % adicional.

Teniendo : Capacidad de diseño = 180×1.15
= 207 TM/d

Expresamos la capacidad de diseño por hora :

C_h tenemos : $C_h = 8.625$ TM/h.

La relación de la longitud al diámetro interior (L/D) en los hornos largos por vía húmeda es en promedio : $L/D = 33$

Utilizaremos para el cálculo del diámetro interior del horno la fórmula elaborada por Chodorow I.I. (1) que es aceptada por el Instituto de la Industria del Cemento de la Unión de Repúblicas Socialistas Soviéticas. La fórmula es :

$$C_h = \frac{D_i \cdot L \cdot [45 + K \left(\frac{D_i}{L} - 0.02 \right)]}{1000 \left[1 + \frac{(W - 40) \cdot 1.6}{100} \right]}$$

Siendo :

C_h = Capacidad del horno en TM/h

D_i = Diámetro interior libre medio en
mts

L = Longitud del horno en mts.

K = Coeficiente característico para
hornos de vía húmeda

W = Humedad de la pasta en %

(1) Duda, W. : Manual tecnológico del cemento (1,977), Pág. 218.

Considerando para efectos de aplicación de la fórmula de Chorodow un espesor promedio de revestimiento refractario, de : 0.2 mts. tenemos:

$$D_1 = D - 0.4$$

Siendo :

D = Diámetro interior de la virola del horno en mts.

Los restantes términos son :

$$C_h = 8.625 \text{ TM/h}$$

$$L = 33 D$$

K = 1150 (para hornos rotativos largos con relación L/D=25-55; zona larga de cadenas)

W = 45 % (Caso más desfavorable)

Reemplazando datos :

$$8.625 = \frac{(D - 0.4) \cdot 33 \cdot D [45 + 1150 \left(\frac{D - 0.4}{330} \right)]}{1000 \left[1 + \frac{(45 - 40) \cdot 1.6}{100} \right]}$$

Obtenemos : D = 2.55 mts.

Consideraremos conservativamente : D = 2.60 mts.

Siendo : L = 33.2.60 = 85.80 mts.

4.1.2.- Cálculo de la producción específica del horno.

La producción específica de un horno (P_{en}) se define como la producción diaria en toneladas que se obtiene por metro cúbico de volumen interior del horno. La producción específica los hornos sirven de término de comparación entre los varios sistemas de cocción del clinker. Para el caso de hornos largos de vía húmeda con instalaciones internas los valores de la producción específica están en el rango : 0.5 - 0.7 TM/m³-día Para las dimensiones del horno calculado tenemos :

Este valor se encuentra dentro del rango recomendable.

4.1.3.- Elección del grado de llenado y de la pendiente del Horno.

El grado de llenado del horno se define por la razón del área del segmento que ocupa el material dentro del horno al área total de la sección transversal interna del horno expresado en porcentaje. Siendo el ángulo central del segmento ocupado por el material. En la FIG.2 representamos el grado de llenado.

Los grados de llenado fluctúan entre los límites de 5 a 17 % en la explotación práctica del horno el grado de llenado no debe pasar de 13 % pues valores superiores empeoran la transmisión de calor.

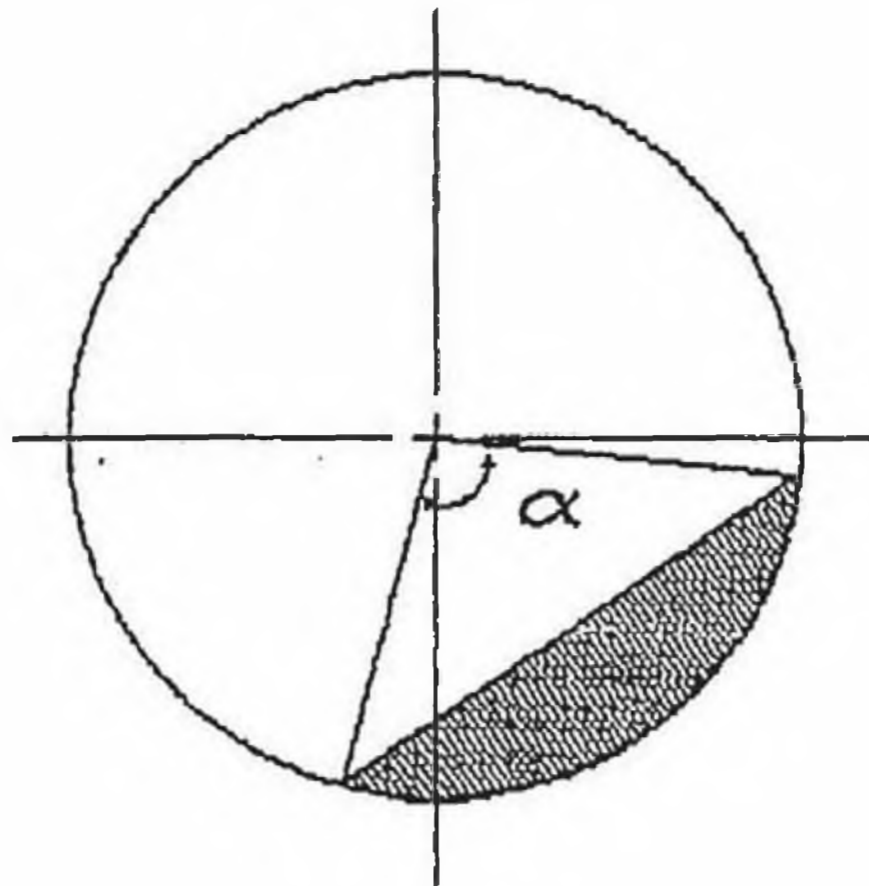


FIG. 2 REPRESENTACION ESQUEMATICA DEL GRADO DE LLENADO DEL HORNO.

La influencia del grado de llenado sobre la capacidad del horno la representamos en la FIG. 3 tomado de Duda, W (1)

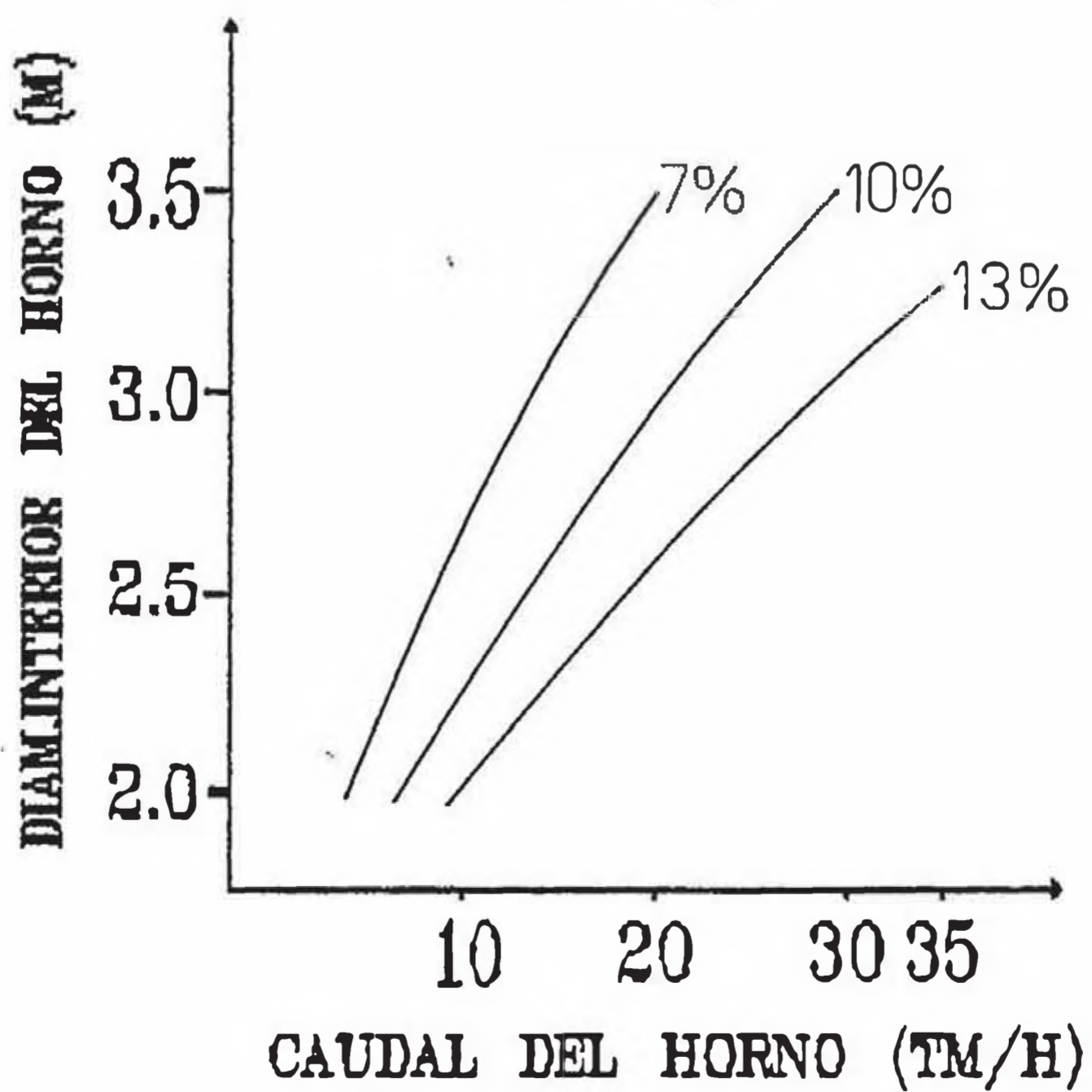


FIG. 3 INFLUENCIA DEL GRADO DE LLENADO SOBRE LA CAPACIDAD DEL HORNO

(1) Duda, W : Manual tecnológico del cemento (1,977)

Los valores de las pendientes de la mayoría de los hornos rotatorios instalados están entre : 2 - 4 % con relación a la horizontal. La pendiente escogida adecuadamente ofrece la ventaja de favorecer la mezcla del material y origina un intercambio de calor más intenso.

Como resultado de la experiencia de explotación de hornos rotatorios se han obtenido que las pendientes de los hornos que se indican a continuación en la tabla 2 tomada de Duda W (1) corresponden a los grados de llenado logrados como óptimos.

TABLA 2.- PENDIENTE DEL HORNO Y GRADO DE LLENADO

Pendiente del horno %	Grado de llenado correspondiente.
4.5	9
4.0	10
3.5	11
3.0	12
2.5	13

Compatibilizando la fig. 3 y la tabla 2 tomamos los siguientes valores :

Pendiente del horno	3.0 %
Grado de llenado	12. %
Angulo central	100 42'28"

4.1.4.- Cálculo de la velocidad angular y del tiempo de permanencia del material dentro del horno.

Utilizándola fórmula de Bureau Of Mines de Estados Unidos tomada de Duda, W (1) para calcular el tiempo de paso de las partículas

(1) Duda, W : Manual Tecnológico del cemento (1,977) Pág.201

de material en el horno tenemos :

$$t = \frac{1.77 L\sqrt{\theta}}{p.D.N}$$

Siendo :

t = Tiempo de paso del material en minutos

L = Longitud del horno en mts.

θ = Angulo de talud natural del material seco en grados sexagesimales se encuentra en el rango : 35° - 40°

F = Pendiente del horno en grados sexagesimales.

D = Diámetro interior del horno en mts.

N = Velocidad angular en revoluciones por minuto.

Para nuestro caso para hornos largos de vía húmeda podemos considerar en 180 minutos el tiempo de paso promedio del material.

Reemplazando datos en la fórmula para calcular N tenemos:

$$N = \frac{1.77 \times 85.80 \times \sqrt{40}}{1.7184 \times 2.6 \times 180}$$

$$N = 1.19 \text{ RPM.}$$

Es importante remarcar que para una adecuada operación del horno la velocidad angular debe ser variable por lo que el valor calculado de 1.19 RPM nos servirá como referencia.

4.2.- Combustión.

4.2.1.- Consideraciones del crudo para la producción del clínker por vía húmeda.

En el proceso de fabricación de clínker por vía húmeda a partir de la pasta cruda se cumple :

$$\begin{array}{rcl}
 \text{Pasta cruda} & & \text{Pasta cruda} & & \text{Contenido} \\
 & & & & \text{de} \\
 \text{húmeda} & = & \text{Seca} & + & \text{agua}
 \end{array}$$

En nuestro caso tenemos definida la composición de la pasta cruda seca que va hacer alimentada en el horno por lo que tomaremos datos reales analizados en nuestro laboratorio, presentamos en la tabla 3 el resultado del análisis de una muestra de pasta cruda seca expresado en porcentaje en peso.

TABLA 3.- ANALISIS DE UNA MUESTRA DE PASTA CRUDA SECA.

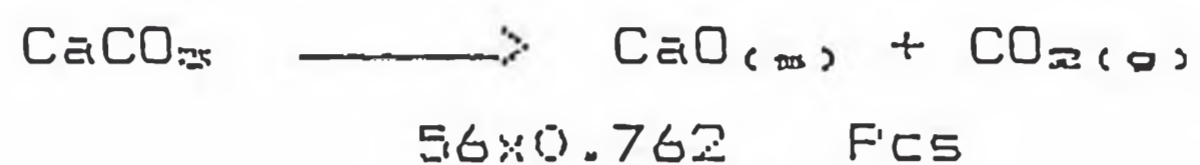
Compuesto	Porcentaje
C_nCO_3	76.20
SiO_2	14.32
Al_2O_3	4.02
Fe_2O_3	2.08
M_2CO_3	3.30
NO	0.08
Determinado	
Suma	100.00

4.2.1.1 .- Cálculo de la alimentación de pasta cruda seca.

Sea Pcs la alimentación de pasta cruda seca en TM/h de clínker.

Efectuamos las reacciones teóricas de los compuestos de la pasta cruda seca para encontrar los componentes y sus respectivos porcentajes del clínker teórico obtenido.

Para el carbonato cálcico (CaCO_3)



$$\text{CaO}_{(s)} = \frac{\quad}{100}$$

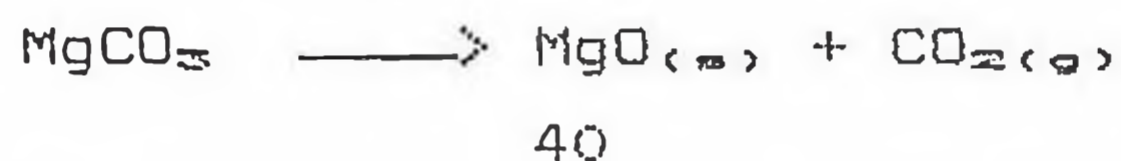
$$\text{CaO}_{(s)} = 0.4267 \text{ Fcs.}$$

44

$$\text{CO}_2(g) = \frac{\quad}{100} \times 0.762$$

$$\text{CO}_2(g) = 0.3353$$

Para el carbonato de magnesio (MgCO_3)



$$\text{MgO}_{(s)} = \frac{\quad}{84} \times 0.033 \text{ Fcs}$$

$$\text{MgO}_{(s)} = 0.0157 \text{ Fcs}$$

44

$$\text{CO}_2(g) = \frac{\quad}{84} \times 0.033 \text{ Fcs}$$

$$\text{CO}_2(g) = 0.0173 \text{ Fcs}$$

Para calcular los porcentajes de óxido de hierro (Fe_2O_3); óxido de aluminio (Al_2O_3); óxido de sílice (SiO_2) que deben estar presentes en el clínker recurrimos a los siguientes criterios :

Módulo de silicato (SM), representa la relación en peso de SiO_2 a la suma de Al_2O_3 y Fe_2O_3 .

$$\text{SM} = \frac{\text{SiO}_2}{\text{Al}_2 + \text{Fe}_2\text{O}_3}$$

Los valores favorables están entre 2.2 a 2.6 condiciona la buena aptitud a la cocción del clínter y a la formación de costra, tomaremos para nuestro cálculo : SM = 2.4

Módulo de alúmina (TM), caracteriza al cemento por la relación en peso de alúmina a óxido de fierro.

$$TM = \frac{Al_2O_3}{Fe_2O_3}$$

En general el módulo de alúmina exhibe valores entre 1.5 a 2.5 y es decisivo para la composición de la fase líquida del clínter tomaremos para nuestro cálculo : TM = 2.0

Standard de cal mejorada (Stc); esta dado por la fórmula :

$$Stc = \frac{100 (CaO + 0.75 MgO)}{2.8SiO_2 + 1.18Al_2O_3 + 0.65 Fe_2O_3}$$

Lo cual cumple cuando MgO \leq 2% en nuestro caso tenemos MgO = 1.57 % por lo que podemos aplicar la fórmula antes indicada.

También debemos mencionar que :

Para obtener un cemento portland normal el Stc = 90 a 95 Para obtener un cemento portland de alta calidad el Stc = 95 a 98

Utilizaremos : Stc = 95

Haciendo la siguiente simplificación :

$$SiO_2 = X$$

$$Al_2O_3 = Y$$

$$Fe_2O_3 = Z$$

Expresando en función de las incógnitas : X; Y; Z; tenemos:

$$\text{SM} = \frac{X}{Y + Z} \quad 2.4 = \frac{X}{Y + Z} \quad (1)$$

$$\text{TM} = \frac{Y}{Z} \quad 2.0 = \frac{Y}{Z} \quad (2)$$

$$\text{Stc} = \frac{100 (\text{CaO} + 0.75 \text{ MgO})}{2.8X + 1.18Y + 0.65Z}$$

$$95 = \frac{100 (42.67 + 0.75 \times 1.57)}{22.8X + 1.18Y + 0.65Z} \quad (3)$$

De (2) $Y = 2Z$

Reemplazando : (2) en (1) $X = 7.2 Z$ (4)

Reemplazando : (2) y (4) en (3) obtenemos :

$$\begin{aligned} X &= 14.34 \% \\ Y &= 3.98 \% \\ Z &= 1.99 \% \end{aligned}$$

Presentamos los valores obtenidos en la tabla 4 de los porcentajes en peso de la parte de crudo seco que se transforma a clínker.

TABLA 4. PORCENTAJES EN PESO DE LA PARTE DE CRUDO SECO TRANSFORMADO A CLINKER

Componente	Oxidos Comp. de clinker	Oxidos Comp. de clinker	Porcentajes Comp. del clinker en peso
CaO	0.4267 Fcs	4.9578	66.10
MgO	0.0157 Fcs	0.1824	2.43
SiO ₂	0.1434 Fcs	1.6662	22.22
Al ₂ O ₃	0.0398 Fcs	0.4624	6.17
Fe ₂ O ₃	0.0199 Fcs	0.2312	3.08
Suma	0.6455 Fcs	7.5000	100.00

Haciendo : 0.6455 Fcs 7.5

Obtenemos : Fcs = 11.6189 TM/h crudo seco

Denominando (F) al factor de conversión de crudo seco que se transforma en clinker tenemos :

$$F = \frac{11.6189 \text{ TM/h crudo seco}}{7.5 \text{ TM/h clinker}}$$

$$F = 1.5492 \text{ TM crudo seco/TM.clinker}$$

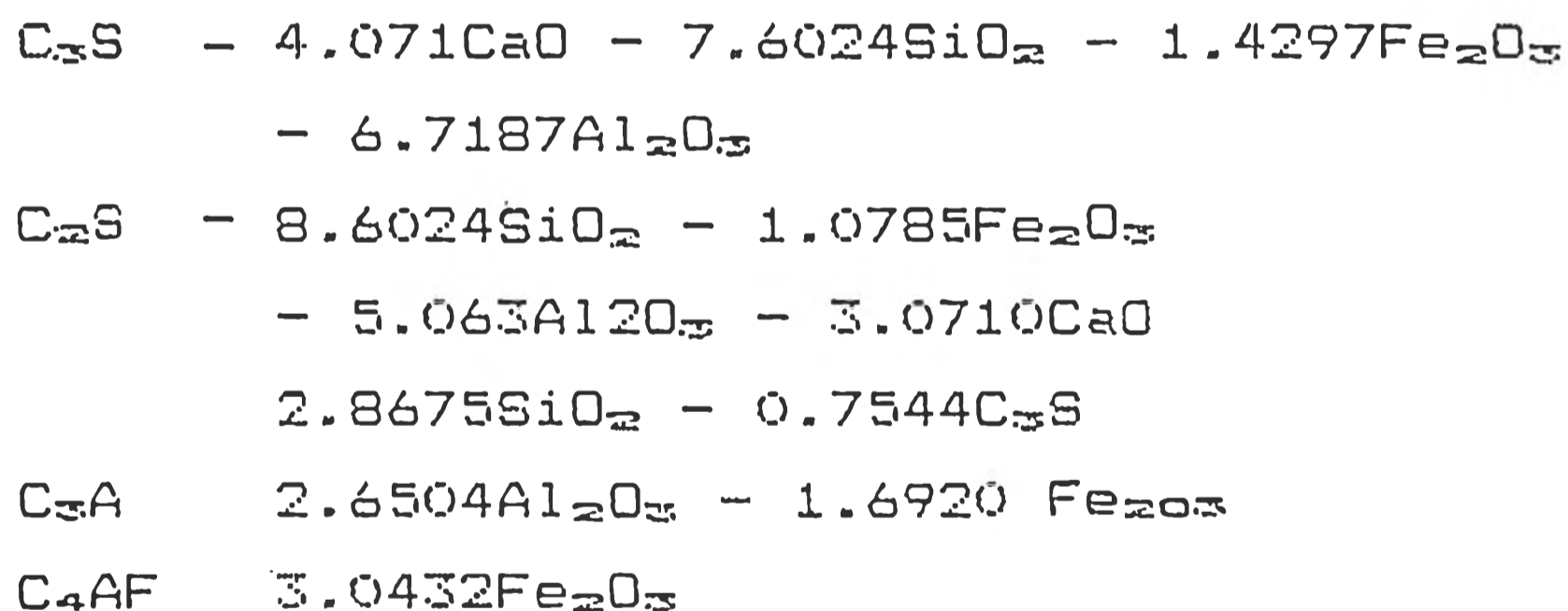
Por recomendaciones que tienen en cuenta las pérdidas de material que tienen lugar en el proceso de fabricación se considera que son necesarios de 1.55 a 1.60 Toneladas de crudo seco para obtener una tonelada de clinker por lo que el valor teórico encontrado se encuentra dentro de lo aceptable.

4.2.1.2.-Cálculo de la composición potencial de clínter.

Como tenemos calculado la composición de los óxidos en el clínter podemos aplicar el proceso de cálculo desarrollado por R.H. Bogue para obtener la composición potencial o teórica del contenido en minerales de los compuestos:

C_3S	Silicato tricálcico (Alita)
C_2S	Silicato bicálcico (Belita)
C_3A	Aluminato tricálcico.
C_4AF	Ferrito aluminato tetracálcico.

Para obtener un cemento normal utilizaremos la composición del sistema, cristalización en equilibrio cumpliéndose las siguientes ecuaciones:



Aplicando las ecuaciones para los porcentajes de los óxidos elaboramos la tabla 5 con la composición potencial del clínter.

Tabla 5. COMPOSICION POTENCIAL DEL CLINKER.

<u>Compuesto</u>	<u>Porcentaje</u>
C_3S	54.31
C_2S	22.75
C_3A	11.14
C_4AF	9.37

Debemos observar que la suma de los porcentajes de los compuestos no necesariamente nos debe dar 100% por tratarse de una composición del clínker potencial.

4.2.1.3.-Cálculo de la alimentación de pasta cruda húmeda.

Para efectos de diseño tomaremos el contenido de agua en la pasta: 35% de la pasta cruda húmeda siendo:

Alimentación de pasta cruda seca
= 11.6189 TM/h

Alimentación de pasta cruda húmeda

11.6189

= -----

0.65

= 17.8752 TM/h

Contenido de agua en la pasta

= 0.35x17.8752

= 6.2563 TM/h

Podemos establecer la siguiente ecuación:

Aliment.de pasta = Producción + Gases de
cruda húmeda de clínker la mat.
primas

Siendo :

Producción de clínker = 7.5 TM/h

Tenemos :

Gases de las materias primas=10.3752 TM/h.

4.2.1.4.-Cálculo de los componentes de los gases de las materias primas.

Se cumple :

Gases de las

materias = CO₂(g) + H₂O(v) + N.D.(g)

primas

Para el $CO_{2(g)}$, de las reacciones teóricas planteadas en: 4.2.1.1 tenemos :

$$CO_{2(g)} = \left(\frac{44}{100} \times 0.762 + \frac{44}{100} \times 0.033 \right) 11.6189$$

$$CO_{2(g)} = 4.0964 \text{ TM/h}$$

Para el $H_2O_{(v)}$, tenemos:

$$\begin{aligned} H_2O_{(v)} &= 0.35 \times 17.8752 \\ &= 6.2563 \text{ TM/h} \end{aligned}$$

Para los gases no determinados: $N.D._{(g)}$

$$\begin{aligned} N.D._{(g)} &= 10.3752 - 4.0964 - 6.2563 \\ &= 0.0225 \text{ TM/h} \end{aligned}$$

4.2.2.- Elección del combustible a utilizarse.

La planta por sus requerimientos tiene el suministro de los combustibles petróleo diesel Nº 2 y de petróleo industrial Nº6 también conocido internacionalmente con el nombre de " Bunker C ". escogemos el petróleo industrial Nº6 por que es el combustible líquido adecuado para hornos rotatorios de clínker, además PETROPERU puede suministrar-nos en los flujos requeridos para garantizar la operación de la planta.

También el petróleo industrial Nº6 es significativamente más barato en precio, pero exigen instalaciones de preparación y de precalefacción para rebajar su viscosidad. A pesar de estos gastos adicionales, el precio del calor obtenido a partir de este combustible es ventajoso.

También podemos mencionar que la planta cuenta con estaciones de recepción, almacenamiento, bombeo y calentamiento por vapor para el manejo del petróleo industrial Nº6.

Indicaremos las propiedades según PETROPERU del petróleo industrial Nº6 en la tabla 6 que adjuntamos.

TABLA 6. PROPIEDADES DEL PETROLEO INDUSTRIAL Nº 6

Gravedad °API	15.2
Punto de inflamación.	104
Viscosidad furol a 50 °C	270
Cenizas,% peso	0.08
Punto fluidez, °C	15

Azufre, % peso	1.0
Poder calorífico	
KJ/Kg.	43,217
Agua y sedimentos	
% en volumen.	0.10
Gravedad específica	0.9646
Peso específico	
Kg/m ³	962.51
Temperatura de	
bombeo mínimo °C	44

En la tabla 7 presentamos el análisis gravimétrico del petróleo industrial N^o6 expresado en porcentaje en peso :

TABLA 7. ANALISIS GRAVIMETRICO DEL PETROLEO

INDUSTRIAL N^o 6 EXPRESADO EN % EN PESO.

<u>Elementos</u>	<u>Porcentajes</u>
C	86.48
H	11.63
O	0.18
N	0.74
S	<u>0.97</u>
Suma	100.00

4.2.3.- Cálculo del consumo de combustible.

4.2.3.1.- Cálculo de las entradas de calor en el horno.

Las entradas de calor en el horno consideraremos las siguientes:

- Calor de la combustión.
- Calor sensible del combustible.
- Calor sensible del crudo seco.
- Calor sensible del agua que ingresa con el crudo.
- Calor sensible del aire.

4.2.3.1.1.-Calor de la combustión.

Sea.

E_1 = Calor generado por el combustible en KJ/Kg-clínker.

K = Consumo unitario de combustible en Kg-comb/Kg-clínker.

H_1 = Poder calorífico inferior del combustible en KJ/Kg-comb.

Se cumple:

$$E_1 = K H_1$$

Para el petróleo industrial NO6 el poder calorífico inferior es:

$$H_1 = 41,304.81 \text{ KJ/Kg-comb.}$$

$$E_1 = K 41,304.81$$

4.2.3.1.2.-Calor sensible del combustible

Sea:

E_2 = Calor sensible del combustible en KJ/Kg-clínker

C_{ec} = Calor específico del combustible en KJ/Kg-°C

T_{2c} = Temperatura de ingreso del combustible al quemador en °C

T_{1c} = Temperatura de salida del combustible del tanque diario en °C

Se cumple :

$$E_2 = K C_{ec}(T_{2c} - T_{1c})$$

Siendo :

$$C_{ec} = 1.75 \text{ KJ/Kg-°C}$$

$$T_{2c} = 110 \text{ °C (valor promedio)}$$

$$T_{1c} = 10 \text{ °C (valor promedio)}$$

$$E_2 = K 1.75 (110^\circ - 10^\circ)$$

$$E_2 = K 175.00$$

4.2.3.1.3.-Calor sensible del crudo seco.

Sea:

E_3 = Calor sensible del crudo seco en KJ/Kg-cl

F = Factor de conversión de Kg de crudo seco a Kg. de clínker calculado en 4.2.1.1

C_{ccm} = Calor específico del crudo seco en KJ/Kg-°C

T_{om} = Temperatura ambiente en °C

T_3 = Temperatura del crudo que se alimenta el horno en °C

Se cumple:

$$E_3 = F C_{ccm} (T_3 - T_{om})$$

Siendo :

$$F = 1.5492 \text{ Kg-crudo seco/Kg-clínker}$$

$$C_{ccm} = 0.9211 \text{ KJ/Kg-crudo seco } ^\circ\text{C}$$

$$T_{om} = 10 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_3 = 15 \text{ } ^\circ\text{C (valor promedio)}$$

$$E_3 = 1.5492 \times 0.9211 \times (15^\circ - 10^\circ)$$

$$E_3 = 7.13 \text{ KJ/Kg-clínker}$$

4.2.3.1.4.-Calor sensible del agua que ingresa en el crudo.

Sea:

E_4 = Calor sensible del agua que ingresa con el crudo en KJ/Kg-clínker

W = Cantidad de agua en Kg-agua/Kg-clínker

a = Porcentaje de contenido de agua del crudo.

C_{wa} = Calor específico del agua en KJ/Kg °C

Se cumple:

$$W = \frac{Fa}{100 - a}$$

$$E_4 = W C_{wa} (T_3 - T_{om})$$

Reemplazando datos

$$a = 35 \% \text{ (Valor considerado para cálculos)}$$

$$C_{m,a} = 4.176 \text{ KJ/KG } ^\circ\text{C}$$

Tenemos :

$$W = \frac{1.5492 \times 35}{100 - 35}$$

$$W = 0.8342 \text{ Kg - agua/Kg - clinker}$$

$$E_a = 0.8442 \times 4.176 \times (15^\circ - 10^\circ)$$

$$E_a = 17.42 \text{ KJ/Kg - clinker}$$

4.2.3.1.5.- Calor sensible del aire

Sea :

E_s = Calor sensible del aire que ingresa al horno en KJ/Kg-clinker.

$C_{m,a}$ = Calor específico del aire en KJ/Kg $^\circ$ C

$T_{i,a}$ = Temperatura de ingreso del aire al Horno en $^\circ$ C.

M_a = Flujo de aire que ingresa al horno en Kg-aire/Kg-clinker.

Se cumple :

$$E_s = M_a C_{m,a} (T_{i,a} - T_{o,a})$$

Como hasta esta parte no tenemos calculado M_a no podemos calcular el valor de E_s .

Normalmente este valor no es mayor que el 1 % del total de calores de entrada considerados. Estimaremos en esta parte

$$E_s = 10 \text{ KJ/Kg - clinker}$$

4.2.3.2.-Cálculo del consumo de combustible.

Efectuamos la suma de los calores de entrada considerados en el sistema del horno debiendo ser igual a 5,450 KJ/Kg-clinker que es el consumo específico de calor considerado para nuestro diseño.

Entonces :

$$E_1 + E_2 + E_3 + E_4 + E_m = 5,450 \text{ KJ/Kg-clinker}$$

Reemplazando valores :

$$K41,304.81 + K175.00 + 7.13 + 17.42 + 10 = 5,450$$

Obtenemos :

$$K = 0.131 \text{ Kg-Comb/Kg-clinker}$$

Siendo el peso específico del petróleo industrial NQ6 entre 10° a 110°C de

$$924.20 \text{ Kg/m}^3 \text{ (3.498 Kg/Gal)}$$

tenemos :

$$0.131 \text{ Kg-comb/Kg-clinker}$$

$$K' = \frac{\text{---}}{3.498 \text{ Kg-comb/Gal.}}$$

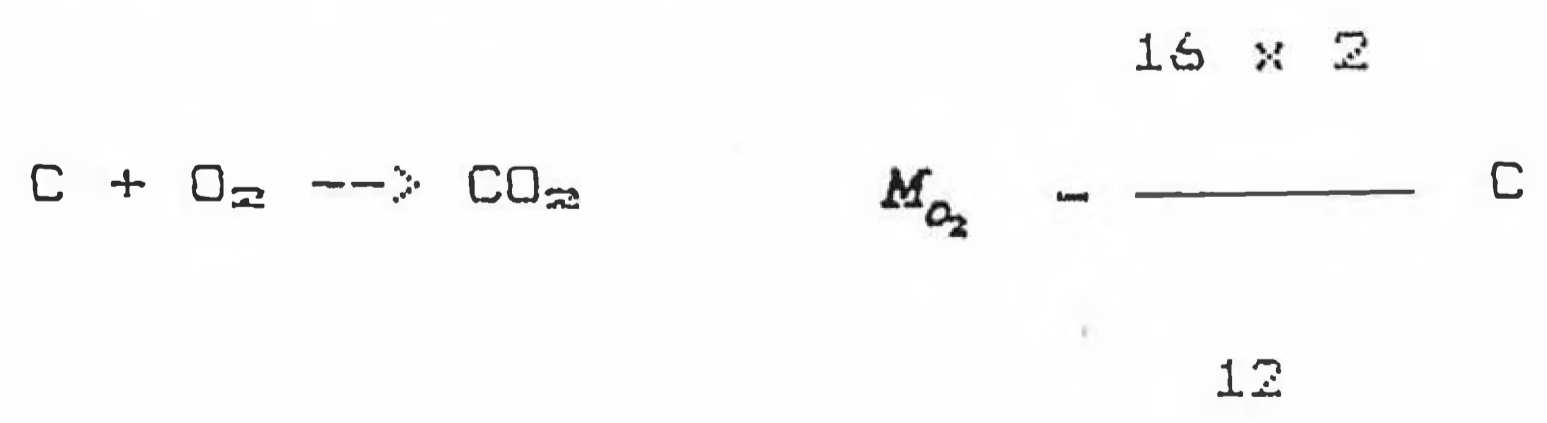
$$K' = 37.45 \text{ Gal/TM-clinker}$$

El valor encontrado lo tomamos como referencia y lo consideraremos óptimo.

4.2.4.- Cálculo del aire primario necesario para la combustión.

4.2.4.1.- Cálculo del aire mínimo necesario para la combustión a condiciones normales.

Previamente calculamos el oxígeno mínimo requerido para la combustión completa de 1 Kg. de combustible a partir de las ecuaciones de combustión.



$$12 \text{ Kg} \quad 32 \text{ Kg} \quad 44 \text{ Kg} \quad M_{\text{O}_2} = 2.67 \text{ Kg deC}$$



$$M_{O_2} = \frac{16}{2 \times 1} \times H$$



$$M_{O_2} = 8.00 \text{ Kg de H}$$



$$M_{O_2} = \frac{32}{32} \times S$$



$$M_{O_2} = 1.0 \text{ Kg de S}$$

Si contamos con el oxígeno existente en el propio combustible, la cantidad de oxígeno requerido podrá disminuirse del preexistente, luego para la combustión completa de 1 Kg. de combustible será necesario en teoría :

$$M_{O_2} = 2.67 C + 8.00 H + S - O$$

Reemplazando para el petróleo industrial NO 6 tenemos :

$$M_{O_2} = 2.67 (0.8648) + 8.00(0.1163) + 0.0097 - 0.0018$$

$$M_{O_2} = 3.247 \text{ Kg de } O_2/\text{Kg de comb.}$$

Considerando : 1 Kg de aire contiene 0.23 Kg de O_2 y 0.77 Kg. de nitrógeno.

La cantidad de aire mínimo ó teórico M_{aer} a condiciones normales (0°C ; 760 mm Hg.) está dado por

3.247

$$M_{cen} = \frac{0.23}{0.23} M_{cen} = 14.117 \text{ Kg-aire/Kg-comb. C.N}$$

Multiplicando por el consumo unitario de combustible obtenemos:

$$M'_{cen} = 0.131 \times 14.117$$

$$M'_{cen} = 1.849 \text{ Kg-aire/Kg-clínker C.N.}$$

Expresando el aire mínimo en volumen por Kg-cl tenemos:

$$\Gamma_{cen} = \text{Densidad del aire a condiciones normales en Kg/m}^3$$

$$V_{cen} = \text{Volumen a condiciones normales en m}^3/\text{Kg-clínker.}$$

Se cumple :

$$V_{cen} = \frac{M'_{cen}}{\Gamma_{cen}}$$

$$V_{cen} = \frac{1.849}{1.2928}$$

$$V_{cen} = 1.430 \text{ m}^3 - \text{aire/Kg-cl}$$

4.2.4.2.-Cálculo del aire mínimo necesario para la combustión a condiciones ambientales son:

Altura sobre el nivel del mar: 3,820 m.s.n.m.

Presión atmosférica : 485 mm. Hg.

Temperatura ambiente : 10 °C

Para calcular el aire mínimo expresado en volumen aplicamos la ecuación de estado para gas ideal teniendo:

$$\frac{P_{cen} V_{cen}}{T_{cen}} = \frac{P_o V_o}{T_o}$$

Siendo :

P_{cen} = Presión atmosférica a C.N. en mm Hg.

$V_{c.n.}$ = Volumen a C.N. en m^3 -aire/Kg-clinker.

$T_{c.n.}$ = Temperatura a C.N. en °C.

P_o = Presión atmosférica local en mm. Hg.

V_o = Volumen a condiciones ambientales (C.A.) en m^3 -aire/kg-clinker.

T_o = Temperatura a C.A. en °C

Reemplazando valores:

$P_{c.n.} = 760$ mm. Hg.

$P_o = 485$ mm. Hg.

$V_{c.n.} = 1.430$ m^3 -aire/Kg-cl $T_o = 10^\circ C$ (283°K)

$T_{c.n.} = 0^\circ C$ (273°K)

$$\frac{760 \times 1.430}{273} = \frac{485 \times V_o}{283} \quad V_o = 2.323 \text{ m}^3\text{-aire/Kg-cl}$$

El aire mínimo expresado en peso a condiciones ambientales esta dado por:

$$M_o = \Gamma_o V_o$$

Siendo :

M_o = Peso del aire mínimo a condiciones ambientales en Kg/Kg-Clínker.

Γ_o = Peso específico del aire a condiciones ambientales en Kg/ m^3 .

Reemplazando :

$$\Gamma_o = 0.835 \text{ Kg/m}^3$$

$$M_o = 0.835 \times 2.323$$

$$M_o = 1.94 \text{ Kg-aire/Kg-clínker.}$$

4.2.4.3.-Cálculo del aire necesario para la combustión.

En la práctica para que se produzca la oxidación completa del combustible se requiere exceso de aire. Asumiendo un valor de 8% exceso de aire tenemos :

Aire necesario para la combustión expresado en peso a condiciones normales ($M''_{c.n.}$)

$$M''_{cn} = 1.08 \times 1.849 \quad M''_{cn} = 1.997 \text{ Kg-aire/Kg-cl}$$

Aire necesario para la combustión expresado en volumen a condiciones normales (V'_{cn})

$$V'_{cn} = \frac{M''_{cn}}{\Gamma_{cn}} = \frac{1.997}{1.2928}$$

$$V'_{cn} = 1.545 \text{ m}^3/\text{Kg-cl}$$

Aire necesario para la combustión expresado en volumen en volumen a condiciones ambientales (V'_{o}) reemplazando en la ecuación de estado para gases ideales tenemos:

$$\frac{760 \times 1.545}{273} = \frac{V'_{o} \times 485}{283} \quad V'_{o} = 2.510 \text{ m}^3/\text{Kg-cl}$$

Aire necesario para la combustión expresado en peso a condiciones ambientales (M'_{o}).

$$M'_{o} = 0.835 \times 2.510 \quad M'_{o} = 2.096 \text{ Kg/Kg-cl}$$

4.2.4.4.- Cálculo del aire primario necesario para la combustión.

El aire primario sirve para darle la forma deseada a la llama y también para enfriar el tubo del quemador.

La cantidad de aire primario esta limitada a una parte del aire necesario para la combustión.

Con un quemador del horno favorablemente proyectado y para el petróleo industrial N° 6 los rangos de aire primario se sitúan entre 5 y 15 % de acuerdo a informaciones

prácticas de los proveedores de los hornos rotatorios para clínker, tomaremos para nuestro cálculo que el aire primario es del 10% de aire necesario para la combustión tenemos:

- Aire primario expresado en peso a condiciones normales. ($M_{p_{cn}}$)

$$M_{p_{cn}} = 0.10 \times 1.997 \quad M_{p_{cn}} = 0.200 \text{ Kg-aire/Kg-cl}$$

- Aire primario expresado en volumen a condiciones normales ($V_{p_{cn}}$)

$$V_{p_{cn}} = \frac{0.200}{1.2928} \quad V_{p_{cn}} = 0.155 \text{ m}^3/\text{Kg-cl}$$

- Aire primario expresado en volumen a condiciones ambientales. ($V_{p_{ca}}$) reemplazando en la ecuación de estado ideal :

$$\frac{760 \times 0.155}{273} = \frac{V_{p_{ca}}}{283}$$

$$V_{p_{ca}} = 0.252 \text{ m}^3/\text{Kg-cl}$$

- Aire primario expresado en peso a condiciones ambientales. ($M_{p_{ca}}$)

$$M_{p_{ca}} = 0.835 \times 0.252 \quad M_{p_{ca}} = 0.210 \text{ Kg/Kg-cl}$$

4.2.5 .- Cálculo del aire secundario

El aire secundario se le debe considerar como el medio comburente, es muy importante. EL aire secundario que ingresa por los enfriadores va incrementando su temperatura a medida que avanza por los enfriadores,

cuando más alta sea la temperatura del aire secundario, tanto mejor arderá el combustible y tanto más caliente será la llama.

La proporción de aire secundario (M_s) se calcula de la siguiente expresión :

$$M_s = M - M_p - M_f$$

Donde :

M = Aire necesario para la combustión.

M_s = Aire secundario.

M_p = Aire primario.

M_f = Aire falso.

Como el aire falso no es deseable consideraremos un mínimo porcentaje para la aplicación de la fórmula, consideraremos: M_f el 3% de M .

Reemplazando :

- Aire falso expresado en peso a condiciones normales. ($M_{f_{cn}}$)

$$M_{f_{cn}} = 0.03 \times 1.997 \quad M_{f_{cn}} = 0.060 \text{ Kg/Kg-clínker}$$

- Aire falso expresado en peso a condiciones ambientales. ($M_{f_{ca}}$)

$$M_{f_{ca}} = 0.03 \times 2.096 \quad M_{f_{ca}} = 0.063 \text{ Kg/Kg-clínker}$$

Con estos datos podemos reemplazar en la expresión anterior y tenemos:

- Aire secundario expresado en peso a condiciones normales ($M_{s_{cn}}$)

$$M_{s_{cn}} = 1.997 - 0.200 - 0.060$$

$$M_{s_{cn}} = 1.737 \text{ Kg/Kg-clínker}$$

- Aire secundario expresado en volumen a condiciones normales ($V_{s_{cn}}$)

$$Vs_{ca} = \frac{1.737 \text{ Kg/Kg-clinker}}{1.2928 \text{ Kg/m}^3}$$

$$Vs_{ca} = 1.344 \text{ m}^3/\text{Kg-clinker}$$

- Aire secundario expresado en volumen a condiciones ambientales (Vs_{ca})

$$\frac{760 \times 1.344}{273} = \frac{Vs_{ca} \cdot 485}{283} \quad Vs_{ca} = 2.183 \text{ m}^3/\text{Kg-cl}$$

- Aire secundario expresado en peso a condiciones ambientales (Ms_{ca})

$$Ms_{ca} = 2.183 \times 0.835 \quad Ms_{ca} = 1.823 \text{ Kg/Kg-clinker}$$

4.2.6.- Cálculo de los gases producidos en la combustión.

4.2.6.1.- Gases desprendidos de la materia prima.

Los gases desprendidos de la materia prima, mejor dicho de la combustión de pasta cruda húmeda a C.N. fueron calculados en el punto 4.2.1.3. siendo :

$$CO_2(g) = 4.0964 \text{ TM/h}$$

$$H_2O(v) = 6.2563 \text{ TM/h}$$

$$N.D.(g) = 0.0225 \text{ TM/h}$$

Expresados por Kg de clinker tenemos :

$$CO_2(g) = 0.546 \text{ Kg-gases/Kg-clinker}$$

$$H_2O(v) = 0.834 \text{ Kg-gases/Kg-clinker}$$

$$N.D.(g) = 0.003 \text{ Kg-gases/Kg-clinker}$$

Conociendo los pesos específicos de los gases expresados en volumen a C.N.

$$\text{CO}_2 = \frac{0.546 \text{ Kg-gases/Kg-clinker}}{1.9768 \text{ Kg-gases/m}^3\text{-gases}}$$

$$\text{CO}_{2(g)} = 0.276 \text{ m}^3\text{-gases/Kg-clinker C.N.}$$

$$\text{H}_2\text{O}(v) = \frac{0.834 \text{ Kg-gases/Kg-clinker}}{0.8035 \text{ Kg-gases/m}^3\text{-gases}}$$

$$\text{H}_2\text{O}(v) = 1.038 \text{ m}^3\text{-gases/Kg-gases C.N.}$$

$$\text{N.D.}(g) = \frac{0.003 \text{ Kg-gases/Kg-clinker}}{1.32 \text{ Kg-gases/m}^3}$$

$$\text{N.D.}(g) = 0.002 \text{ m}^3\text{/Kg-clinker C.N.}$$

Expresado a las condiciones de salida (C.S.) de los gases es decir:

Presión = 485 mm Hg. Temperatura = 150 °C

Tenemos en volumen :

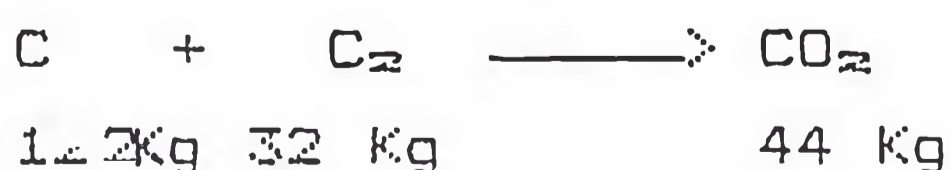
$$\text{CO}_{2(g)} = 0.670 \text{ m}^3\text{-gases/Kg-clinker C.A.}$$

$$\text{H}_2\text{O}(v) = 2.52 \text{ m}^3\text{-gases/Kg-clinker}$$

$$\text{N.D.}(g) = 0.005 \text{ m}^3\text{-gases/Kg-clinker}$$

4.2.6.2.-Cálculo de los gases desprendidos por la combustión del combustible.

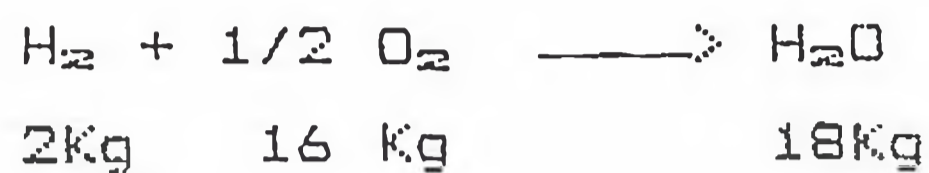
Las ecuaciones básicas de la combustión ideal de 1 Kg de combustible son:



$$0.8648 \text{ Kg C} + \underline{0.8648 \times 32 \text{ Kg O}_2} = 3.171 \text{ Kg CO}_2$$

Para el nitrógeno:

$$\frac{2.306 \times 77}{23} = 7.72 \text{ Kg } N_2$$



$$0.1163 \text{ Kg } H_2 + \frac{0.1163 \times 32 \text{ Kg } O_2}{4}$$

Para el nitrógeno:

$$\frac{0.0097 \text{ Kg } S}{23} = 3.113 \text{ Kg } N_2$$



$$0.0097 \text{ Kg } S + \frac{0.0097 \times 32 \text{ Kg } O_2}{32} = 0.0194 \text{ Kg } SO_2$$

Para el nitrógeno :

$$\frac{0.0097 \times 77}{23} = 0.032 \text{ Kg } O_2$$

En la tabla 8 indicamos las cantidades de gases desprendidos condiciones normales de la combustión del combustible.

TABLA 8. GASES DESPRENDIDOS A C.N. DE LA COMBUSTION DEL COMBUSTIBLE.

GASES	Paso Especifico Kg/m ³	Gases desprendidos Kg/Kg-comb.	Gases desprendidos m ³ /Kg-comb.
CO ₂	1.9768	3.171	1.604
H ₂ O	0.8035	1.046	1.302
SO ₂	2.9266	0.0194	0.007
N ₂	1.2507	10.865	8.687
Suma		15.1014	11.600

Pero como la combustión se ha de realizar con un 8% de exceso de aire los gases de combustión se elevan de acuerdo :

- Gases de combustión expresado en peso a C.N. (M_{gc})

$$15.1014 \text{ Kg-gases/Kg-comb.} \times 100$$

$$M_{gc} = \frac{\quad}{\quad}$$

92

$$M_{gc} = 16.415 \text{ Kg-gases/Kg-comb.}$$

Multiplicado por el consumo unitario de combustible tenemos:

$$M_{gc} = 16.415 \text{ Kg-gases/Kg-comb.} \times 0.131 \text{ Kg-comb/Kg-cl}$$

$$M_{gc} = 2.150 \text{ Kg-gases/Kg-clinker}$$

- Gases de combustión expresado en volumen a condiciones normales (V_{gc}).

Previamente calculamos el peso específico a C.N. de los gases de combustión: τ_{gc} a partir de la tabla 8.

$$15.1014 \text{ Kg-gases/Kg-comb.}$$

$$\tau_{gc} = \frac{\quad}{\quad}$$

$$11.600 \text{ m}^3/\text{Kg-comb}$$

$$\tau_{gc} = 1.302 \text{ Kg/m}^3$$

$$2.150 \text{ Kg-gases/Kg-cl}$$

$$V_{gc} = \frac{2.150 \text{ Kg-gases/Kg-cl}}{1.302 \text{ Kg-gases/m}^3\text{-gases}}$$

$$V_{gc} = 1.651 \text{ m}^3\text{-gases/Kg-cl}$$

- Gases de combustión expresado en volumen a condiciones de salida (V_{gcs})

Aplicando la ecuación de estado para gases ideales tenemos:

$$\frac{P_{ca} V_{gc}}{T_{ca}} = \frac{P_{cs} V_{gcs}}{T_{cs}} \quad \frac{760 \times 1.651}{273} = \frac{485 V_{gcs}}{423}$$

Siendo: $T_{cs} = 150 \text{ }^\circ\text{C}$ ($423 \text{ }^\circ\text{K}$) Temperatura de los gases a las condiciones de salida.

$$V_{gcs} = 4.009 \text{ m}^3\text{-gases/Kg-clinker a C.A.}$$

4.2.6.3.-Cálculo del agua contenida en el aire.

Para las condiciones ambientales consideradas:

Temperatura del bulbo seco = $10 \text{ }^\circ\text{C}$

Temperatura del bulbo húmedo = $4.5 \text{ }^\circ\text{C}$

Humedad relativa = 50% (promedio de la localidad)

Utilizando el diagrama Psicrométrico tenemos:

w = Humedad específica del aire.

$w = 0.0038 \text{ Kg-agua/Kg-aire seco.}$

El contenido de agua en el aire expresado en peso a condiciones normales (M_{ag})

$$M_{ag} = w M_{ca}$$

$$M_{ag} = 0.0038 \text{ Kg-agua/Kg-aire} \times 1.997 \text{ Kg.aire seco/Kg}$$

$$M_{ag} = 0.008 \text{ Kg-agua/Kg-clinker.}$$

El contenido de agua en el aire expresado en volumen en condiciones normales (V_{ag})

$$V_{ag} = \frac{M_{ag}}{\Gamma_{ag}} \quad V_{ag} = \frac{0.008 \text{ Kg-ag/Kg-cl}}{0.8035 \text{ Kg-ag/m}^3\text{-ag}}$$

$$V_{ag} = 0.009 \text{ m}^3\text{-agua/Kg-clinker}$$

El contenido de agua en el aire expresado en volumen a condiciones de salida (V_{acsb}) es:

$$\frac{F_{en} V_{ag}}{T_{en}} = \frac{F_o V_{acsb}}{T_{csb}} \quad \frac{760 \times 0.009}{273} = \frac{485 V_{acsb}}{423}$$

$$V_{acsb} = 0.022 \text{ m}^3\text{-agua/Kg-clinker C.S.}$$

4.2.6.4.-Gases producidos en la combustión.

Gases producidos en la combustión en peso (M_{gt}) son:

De: 4.2.6.1. Tenemos los gases desprendidos de las materias primas:

$$CO_{2(g)} = 0.546 \text{ Kg-gases/Kg-clinker}$$

$$H_2O_{(v)} = 0.834 \text{ Kg-gases/Kg-clinker}$$

$$N.D.(g) = 0.003 \text{ Kg-gases/Kg-clinker}$$

De: 4.2.6.2. Tenemos los gases desprendidos de la combustión del combustible:

$$M_{ge} = 2.150 \text{ Kg-gases/Kg-clinker}$$

De: 4.2.6.3. Tenemos el contenido de agua en el aire:

$$M_{ag} = 0.008 \text{ Kg-agua/Kg-clinker}$$

Siendo:

$$M_{gt} = CO_{2(g)} + H_2O_{(v)} + N.D.(g) + M_{ge} + M_{ag}$$

$$M_{gt} = 0.546 + 0.834 + 0.003 + 2.150 + 0.008$$

$$M_{gt} = 3.541 \text{ Kg-gases/Kg-clinker.}$$

Expresamos los gases producidos en la combustión en volumen (V_{gt}) a condiciones normales.

De: 4.2.6.1. Los gases desprendidos de las materias primas:

$$CO_{2(g)} = 0.276 \text{ m}^3/\text{Kg-clinker}$$

$$H_2O_{(v)} = 1.038 \text{ m}^3/\text{Kg-clinker}$$

$$N.D._{(g)} = 0.002 \text{ m}^3/\text{Kg-clinker}$$

De: 4.2.6.2. Los gases desprendidos de la combustión del combustible :

$$V_{gc} = 1.651 \text{ m}^3/\text{Kg-clinker}$$

De: 4.2.6.3. Contenido de agua en el aire :

$$V_{ag} = 0.009 \text{ m}^3/\text{Kg-clinker}$$

Tenemos :

$$V_{gt} = 0.276 + 1.038 + 0.002 + 1.651 + 0.009$$

$$V_{gt} = 2.976 \text{ m}^3\text{-gases/Kg-clinker}$$

Expresamos los gases producidos en la combustión en volumen (V'_{gt}) a las condiciones de salida:

De : 4.2.6.1 Los gases desprendidos de las materias primas :

$$CO_{2(g)} = 0.670 \text{ m}^3/\text{Kg-clinker}$$

$$H_2O_{(v)} = 2.520 \text{ m}^3/\text{Kg-clinker}$$

$$N.D._{(v)} = 0.005 \text{ m}^3/\text{Kg-clinker}$$

De : 4.2.6.2. Los gases desprendidos de la combustión del combustible:

$$V_{gcs} = 4.009 \text{ m}^3\text{-gases/Kg-clinker}$$

De : 4.2.6.3. El contenido de agua en el aire

$$V_{acm} = 0.022 \text{ m}^3\text{-gases/Kg-clinker}$$

Tenemos :

$$V'_{gt} = 0.670 + 2.520 + 0.005 + 4.009 + 0.022$$

$$V'_{gt} = 7.226 \text{ m}^3\text{-gases/Kg-clinker}$$

4.3.- Eliminación del agua por vía mecánica dentro del horno

4.3.1.- Elección del tipo de cadenas en el interior del horno.

En el interior del horno rotativo utilizaremos un sistema de intercambiador de calor que va ser instalado en el inicio del horno y tiene las siguientes funciones :

Evaporación del agua componente de la pasta cruda que ingresa al horno.

-El transporte de la pasta en el tramo inicial del horno.

Evitar que se formen anillos de pasta cruda seca que interfieran en el transporte normal del crudo.

Es importante anotar que el adecuado diseño del intercambiador de calor a instalarse en esta zona dependerá en gran parte conseguir un consumo específico de calor en el orden :
5,450 KJ/Kg-cl.

Es también recomendable tener en cuenta que a la salida de la zona de intercambio de calor, la pasta debe tener entre 8 a 10 % de agua, porque con contenidos más bajos se produce una cantidad excesiva de polvos por destrucción de los gránulos formados.

Escogemos como intercambiador de calor a instalarse el sistema de cadenas por que cumplen las funciones requeridas para esta zona.

Dentro del sistema de cadenas escogeremos las cadenas denominadas en cortina para el primer tramo inicial de cadenas para que nos sirva de un conjunto que retenga el polvo además de cumplir con las funciones normales

A continuación de las cadenas cortinas y como es usual en hornos de vía húmeda se instalará cadenas guirnaldas, por lo general las cadenas guirnaldas ofrecen una acción de 1.5 veces superior a las cadenas cortinas en cuanto a evaporación de agua por unidad de tiempo para la misma densidad de instalación de ambas.

También las cadenas guirnaldas transportan mejor el crudo en el horno, lo cual es de gran importancia en los hornos de vía húmeda.

4.3.2.- Cálculo y dimensionamiento de las cadenas.

La parte del horno que se encuentra provista de cadenas corresponde a la zona de secado del horno. La longitud de la zona de secado de acuerdo a recomendaciones prácticas varia entre 7 a 9 veces del diámetro del horno. Para nuestro caso tomaremos: Longitud de la zona de secado = 9 D siendo : D = Diámetro interior de la virola del horno en mts.

Reemplazando :

$$\begin{aligned} \text{Long. de la zona de secado} &= 9 \times 2.6 \\ &= 23.40 \text{ mts.} \end{aligned}$$

Para el cálculo de las cadenas observaremos lo siguiente:

- Longitud de la zona de cadenas cortinas tomaremos el 20 % de la longitud total de la zona de secado.
- Longitud de la zona de cadenas guirnaldas tomaremos el 65 % de la longitud total de la zona de secado.

- El 15 % restante compartiremos entre la longitud que debemos dejar entre el inicio del horno y la zona de cadenas cortinas. También en la separación entre el final de cadenas cortinas con el inicio de cadenas quirnaladas para evitar que se enreden las cadenas entre sí.

Calculamos el volumen libre de la zona de secado :

$$V_{1.} = \frac{\pi D_1^2 L_1}{4}$$

Siendo :

$V_{1.}$ = Volumen libre de la zona de secado en m^3

D_1 = Diámetro libre del horno en mts.

L_1 = Long. de la zona de secado en mts.

Reemplazando valores :

$$V_{1.} = \frac{\pi(2.2)^2}{4} \cdot 23.40 \quad V_{1.} = 88.951 \text{ m}^3$$

4.3.2.1.-Dimensionado de las cadenas cortinas.

Del volumen libre de la zona de secado ($V_{1.}$) corresponde para la zona de cadenas cortinas ($V_{1.c}$) lo siguiente :

$$V_{1.c} = 0.2 V_{1.}$$

Reemplazando valores :

$$V_{1.c} = 0.2 \cdot 88.951 \quad V_{1.c} = 17.790 \text{ m}^3$$

Para hornos de vía húmeda recomiendan elegir las cadenas de tal modo que por m^3 volumen de la zona de secado correspondan superficies de cadena de : 6 a 8.5 m^2/m^3 .

En cadenas cortinas, éstas penden por uno de sus extremos, su longitud ($L_{c.c}$) es de 0.7 D_1 tenemos para nuestro caso :

$$L_{ee} = 0.7 \times 2.2$$

$$L_{ee} = 1.54 \text{ mts.}$$

Considerando un eslabón típico de las cadenas cortinas FIG. NO 4 con sus respectivos dimensiones.

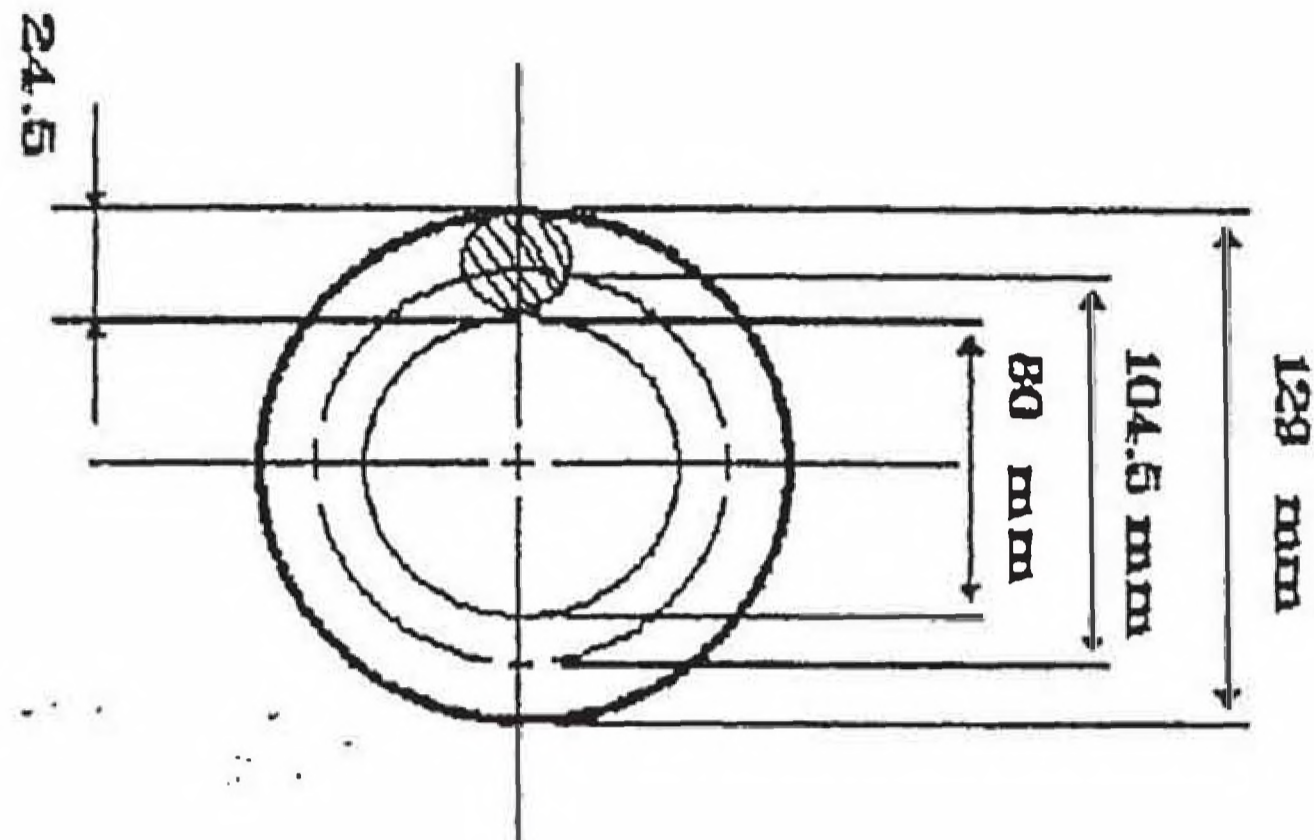


FIG. NO 4 ESLABON TIPICO DE LAS CADENAS CORTINAS

Siendo :

A_{ee} = Area exterior de un eslabón de cadenas cortinas

Reemplazando valores :

$$A_{ee} = (\pi 24.5) (\pi 104.5)$$

$$A_{ee} = 25,268.65 \text{ mm}^2$$

Para la longitud de cadena cortina

$L_{ee} = 1.54$ mts. necesitamos : 18 eslabones.

Denominando :

$A_{ee.}$ = Area exterior de 18 eslabones de cadenas cortinas.

$$A_{ee.} = 18 \times 25,268.65$$

$$A_{ee.} = 454,835.70 \text{ mm}^2$$

$$A_{ee.} = 0.455 \text{ m}^2$$

Encontramos el área exterior total requerido para cadenas cortinas (A_{et}) siendo :

D_c = Densidad de cadenas expresado en metro cuadrado de cadenas por volumen libre del horno en metro cubico considerando la zona de secado.

Tenemos :

$$A_{ct} = V_{1c} D_c \quad D_c = 7 \text{ m}^2/\text{m}^3 \text{ (valor promedio)}$$

$$A_{ct} = 17.790 \text{ m}^3 \times 7 \text{ m}^2/\text{m}^3 \quad A_{ct} = 124.53 \text{ m}^2$$

El número de cadenas cortinas (N_c) es :

$$N_c = \frac{A_{ct}}{A_{cc'}} \quad N_c = \frac{124.53}{0.455}$$

$$N_c = 273.69 \text{ redondeando : } N_c = 274$$

Para el espaciamiento seguiremos la siguiente disposición :

- (9) Secciones circunferenciales de 29 cadenas cortinas de 1.54 mts. de longitud.

Resultando : $9 \times 29 = 261$ cadenas cortinas.

- (1) Sección circunferencial de 29 cadenas cortinas de 0.68 mts. de longitud para evitar el enredamiento de la última fila de cadenas cortinas con la primera fila de cadenas guirnaldas.

Con las variaciones en el redondeo de número de cadenas y la modificación de la longitud de las cadenas en una sección circunferencial resulta la densidad de cadenas:

$$D_c = \frac{261 \times 0.455 + 29 \times 8 \times 0.025}{17.790}$$

$$D_c = 7.001 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

La distancia entre cada sección es de : 0.52 mts.

La distancia entre los puntos de suspensión entre dos cadenas, contadas según la circunferencia es para las (10) secciones de : 0.23 mts.

El peso de (1) cadena cortina de 18 eslabones y 1.54 mts. es : 14.92 Kg.

El peso de (1) cadena cortina de 8 eslabones y de 0.68 mts. es : 6.63 Kg.

El peso total de las cadenas cortinas (W_c) es :

$$W_c = 261 \times 14.92 + 29 \times 6.63$$

$$W_c = 4,086.39 \text{ Kg.}$$

4.3.2.2. -Dimensionado de las cadenas quirnaldas

Del volúmen libre de la zona de secado (V_{1m}) corresponden para la zona de cadenas quirnaldas (V_{1q}) lo siguiente :

$$V_{1q} = 0.65 V_{1m}$$

Reemplazando valores :

$$V_{1q} = 0.65 \times 88.951 \quad V_{1q} = 57.818 \text{ m}^3$$

Las cadenas quirnaldas penden colgadas por ambos extremos, cuyos puntos de fijación describen una hélice, que forma con el eje longitudinal del horno un ángulo de 45° a 60°.

Las cadenas quirnaldas se han de colgar a una distancia de 0.4 D_1 tomada desde el punto inferior de la catenaria formada y el diámetro libre del horno.

Por lo tanto considerando esta distancia : $0.4 \times 2.2 = 0.880$ mts. tenemos que resulta una longitud de cadena quirnalda (L_{cq}) de :

$$L_{c\theta} = 3.80 \text{ mts.}$$

Considerando un eslabón típico de las cadenas guirnaídas FIG. 5 con sus respectivas dimensiones :

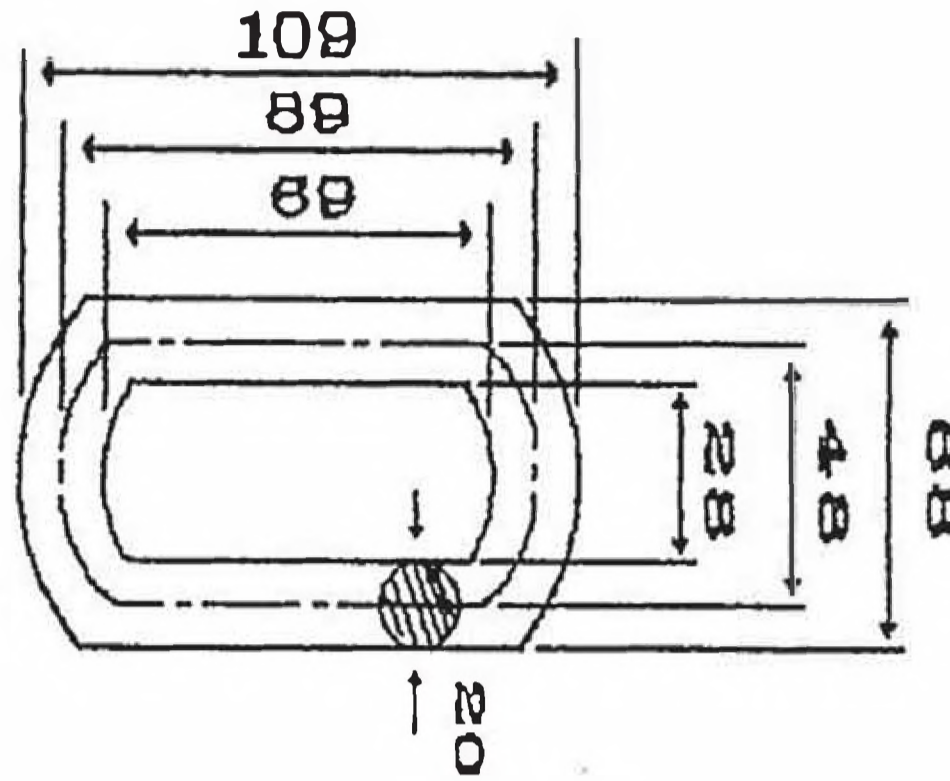


FIG.5 ESLABON TIFICO DE LAS CADENAS GUIRNALDAS

Siendo :

$A_{c\theta}$ = Area exterior de un eslabón de cadenas guirnaídas

Reemplazando valores :

$$A_{c\theta} = 20 \pi (2 \times 41 + 2 \times 24 \pi)$$

$$A_{c\theta} = 14,627.03 \text{ mm}^2$$

Para la longitud de cadenas guirnaídas

$L_{c\theta} = 3.80$ mts necesitamos : 54 eslabones

Denominando :

$A_{c\theta'}$ = Area exterior de 54 eslabones de cadenas guirnaídas.

$$A_{c\theta'} = 54 \times 14,627.03$$

$$A_{c\theta'} = 789,859.62 \text{ mm}^2 \quad A_{c\theta'} = 0.790 \text{ m}^2$$

El área exterior total requerido para cadenas guirnaídas ($A_{\theta t}$) es :

$$A_{\theta t} = V_{1\theta} D_c \quad D_c = 7 \text{ m}^2/\text{m}^2 \text{ (valor promedio)}$$

$$A_{\theta t} = 57.818 \text{ m}^2 \times 7 \text{ m}^2/\text{m}^2 \quad A_{\theta t} = 404.726 \text{ m}^2$$

El número de cadenas guirnaldas (N_g) es :

$$N_g = \frac{A_{gt}}{A_{cg}} \qquad N_g = \frac{404.726}{0.790}$$

$$N_g = 512.31 \qquad \text{Redondeando : } N_g = 512$$

Las cadenas guirnaldas son instaladas en pares por lo que para cumplir con el espaciamiento entre secciones se va a requerir :
(22) Secciones de $2 \times 12 = 528$ cadenas guirnaldas.

Se va a requerir 26 anillos circunferenciales para la sujeción de las cadenas.

La distancia entre cada anillo circunferencial es de : 0.61 mts.

Con esta variación en el número de cadenas guirnaldas resulta la densidad de cadenas en la zona de guirnaldas de :

$$D_c = \frac{528 \times 0.790}{57.818} \qquad D_c = 7.21 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

El peso de cada cadena guirnalda de 54 eslabones y de 3.80 mts. de longitud es : 24.30 Kg. El peso total de las cadenas guirnaldas (W_g) es :

$$W_g = 528 \times 24.30$$
$$W_g = 12,830.40 \text{ Kg.}$$

4.4.- Diseño del revestimiento refractario

4.4.1.- Materiales refractarios

En lo que a características refractarias se refiere los materiales refractarios son aquellos que tienen un punto de ablandamiento superior a 1,520 °C.

Aquellos refractarios cuyo punto de ablandamiento excede a 1,830 °C son definidos como altamente refractarios.

Las finalidades del revestimiento de refractarios del horno rotatorio se cifran en :

- Proteger a la envolvente de chapa del horno de las altas temperaturas de las llamas y del material en proceso de reacción.
- Rebajar las pérdidas de calor por convección y radiación de la chapa del horno. Aparte de esto, el revestimiento del horno absorbe energía térmica de los gases calientes del horno y la cede al material. Puesto que los gases están a una temperatura significativamente más alta que el material, durante la rotación del horno el revestimiento está sometido a variación de temperatura. Como consecuencia del movimiento rotatorio del horno, el forro también está sometido a sollicitaciones mecánicas. Así mismo hay que considerar la acción del desgaste por rozamiento, ocasionada por el material al chocar y rueda sobre el revestimiento.

4.4.1.1 . - Propiedades de los materiales refractarios.

Los requisitos que el forro refractario del horno ha de cubrir, corresponden a las propiedades siguientes :

Resistencia mecánica, a los ladrillos del revestimiento del horno se les exigen las siguientes condiciones para que ofrezcan resistencia mecánica denominada también resistencia mecánica en frío.

Se puede determinar fácilmente en frío la resistencia mecánica de los ladrillos refractarios y es un punto de partida para el comportamiento de los ladrillos, a la temperatura de trabajo en el horno. El elevado valor de las sollicitaciones sobre el ladrillo, a la temperatura de explotación, requiere una alta resistencia a la compresión en frío. Se ha de tener presente la estabilidad de la envolvente de chapa del horno y sus deformaciones durante su explotación.

La resistencia a la compresión en frío se comprueba de acuerdo con la norma ASTM C-133.

Poder refractario, en la zona de cocción del horno el poder refractario de los ladrillos del revestimiento debe corresponder al cono Seger NO 33, es decir debe soportar los 1,730 °C.

La estabilidad frente a la carga térmica bajo presión se mide por la temperatura a la que el material refractario comienza a reblandecerse bajo una presión de 2 Kg/cm².

El forro refractario del horno debe

adoptar a altas temperaturas, cierto grado de plasticidad, para poder absorber sollicitaciones anómalas de presión. la resistencia térmica bajo presión se comprueba según la norma ASTM C-16.

Estabilidad ante los cambios de temperatura, durante una vuelta del horno, el revetimiento refractario del horno queda expuesto una vez a la acción de la alta temperatura de los gases del horno, y otra a la del material en reacción que está más frío.

Las variaciones periódicas de temperatura de la superficie del ladrillo son del orden de los 400 °C. A la capacidad de soportar estos cambios tan reiterados de temperatura se designa como resistencia ó estabilidad ante los cambios de temperatura.

El ensayo de la estabilidad ante los cambios de temperatura se realiza calentando el ladrillo a 950 °C y seguidamente enfriándolo en agua fría por 3 minutos, procedimiento que se repetirá hasta que se haya producido una pérdida de peso del 50 % norma DIN 1068.

Capacidad de resistencia química, el material a cocer con un contenido de CaO ofrece un carácter fuertemente básico. A las altas temperaturas de la zona de cocción, el material presenta una actividad química muy intensa

frente al revestimiento del horno, muy caliente. Además en la zona de cocción el material contiene en el orden del 20 a 25 % de fase fundida, lo que eleva aún más la reactividad frente al ladrillo.

La agresión química por el material en la zona de cocción afecta a casi todos los materiales refractarios, excepto a la dolomita y la magnesita por tratarse de materiales que por sí mismos tiene carácter básico y por ello son inmunes a la reacción química del clínker, particularmente la dolomita, debido a su alto contenido de CaO .

La agresividad del clínker depende del valor de los módulos de silicatos y de alumina, pues con valores crecientes de éstos aumenta la agresividad del clínker.

Los gases de combustión también pueden reaccionar con el refractario, especialmente si contienen monóxido de carbono.

- Dilatación por el calor a pesar de que la chapa del cilindro envolvente del horno tiene un coeficiente de dilatación más alto que el del forro, la dilatación lineal es menor.

Ocurre así por que normalmente la temperatura de la chapa no rebasa los $280\text{ }^{\circ}\text{C}$ - $365\text{ }^{\circ}\text{C}$ mientras que la medida del revestimiento refractario es de $800\text{ }^{\circ}\text{C}$ - $900\text{ }^{\circ}\text{C}$.

En la zona de cocción, la cara interna puede llegar hasta unos 1,350 °C - 1,400 °C. Esto produce particularmente en aquella cara interna, fuertes sollicitaciones de compresión que muchas veces conducen al desplazamiento de la cara superior del ladrillo denominado "desconchamiento".

Se mide la resistencia al desconchamiento según la norma ASTM C-122.

La dilatación térmica de los ladrillos se mide de acuerdo con la norma ASTM C-113.

Conductividad térmica de los ladrillos refractarios designaremos con λ (coeficiente de conductividad) y se expresa en $\text{KJ/m h } ^\circ\text{C}$.

La conductividad térmica es un factor decisivo en la pérdida de calor por la chapa exterior del horno.

La conductividad térmica depende, en gran parte, de la porosidad del material refractario.

Si la conductividad del forro refractario es demasiado elevada, se produce entonces una mayor elevación de la temperatura de la chapa, con mayores pérdidas de calor. Por otro lado una conductividad baja dificulta la formación de costra protectora.

Junto con la conductividad térmica tiene gran importancia el espesor del revestimiento refractario.

Resistencia al rozamiento, el material que resbala sobre el revestido refractario durante la rotación del horno produce rozamiento sobre los ladrillos. La resistencia al rozamiento también depende de la resistencia a la compresión del ladrillo refractario.

La resistencia al rozamiento se mide en cm^3 por cm^2 de la superficie expuesta de rozamiento.

La resistencia al rozamiento del forro del horno solo se tiene en cuenta a la puesta en marcha del horno, tras la formación de la costra, esta zona queda protegida del rozamiento. Sin costra protectora, los ladrillos de magnesita del revestimiento no se mantendrían en la zona de cocción a pesar de sus altas resistencias a compresión y al rozamiento.

El desgaste del revestimiento refractario corre paralelo con el rozamiento. Para el forro del horno rotatorio se tienen los siguientes valores de consumo :

1.05 Kg/TM-clínker para hornos rotatorios largos de vía húmeda.

Porosidad, denominada también porosidad aparente a la relación entre el volumen de los poros abiertos y el volumen total, expresado en tanto por ciento, importa por ser una indicación de la re-

Existencia de un refractario al ataque por fases líquidas o gaseosas. Los poros cerrados que junto con los poros abiertos constituyen la porosidad real (absoluto) no son muy importantes en lo que al comportamiento del material se refiere.

4.4.1.2 . Clasificación química de los refractarios.

En la tabla 9 presentamos la clasificación química de los refractarios.

TABLA 9. CLASIFICACION QUIMICA DE REFRACTARIOS

Grupos	Designación	Contenido del componente principal.	
Silicato	Productos de alta alúmina	Al ₂ O ₃	56 %
	Productos de alta alúmina.	45 % Al ₂ O ₃	56 %
Silicatos de Alúmina	Productos de Charnota.	30 % Al ₂ O ₃	45 %
	Productos de Charnota ácida.	10 % Al ₂ O ₃	30 %
		SiO ₂	85 %
	Producto de Arcilla Dinas	85 % SiO ₂	93 %
Básico	Producto Silícios	SiO ₂	93 %
	Magnesita	MgO	80 %
	Cromio-magnesita	55 % MgO	80 %
	Magnesita- Cromio	25 % MgO	55 %
	Cromita	Cr ₂ O ₃	25 %
		MgO	25 %
	Forsterita	MgO, SiO ₂	
	Dolomita	CaO, MgO	
	Carbón		
	Grafita		
Silicato de zirconio			
Dióxido de zirconio			

Productos especiales Carburo de silicio
 Nitruros
 Boruros
 Espinelas (menos cromita)
 Productos en base a más de un
 solo óxido (menos prod.básicos)
 Productos en base a óxido puros.

4.4.1.3 . - Tamaños de los ladrillos para hornos rotativos.

Los tamaños de ladrillos para hornos rotativos han sido normalizados por diferentes organizaciones de normas, de acuerdo al país donde los ladrillos son producidos. Como ejemplo de los criterios básicos de normalización los tamaños de ladrillos recomendados por la Organización Internacional de Normas (International Standard Organization ISO) se describen a continuación tomando como referencia la FIG. 6.

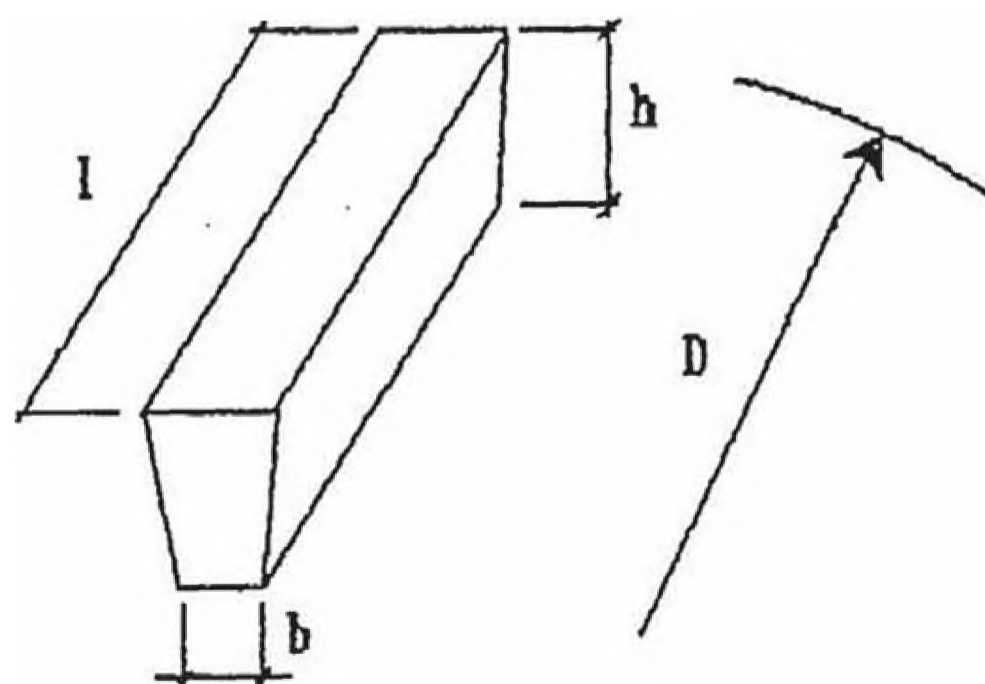


FIG. 6 DIMENSIONES DE LADRILLOS PARA HORNOS ROTATIVOS.

Largo constante de los ladrillos :
 $l = 198 \text{ mm.}$

- Ancho constante del lado frío :
a = 103 mm.
- Diferentes alturas de ladrillos :
h = 160; 180; 200; 230; 250 mm.
Ladrillos en cuña basados en diámetros
standar de los hornos :
D = 4; 6; 8 mts.

Gracias a la combinación de ladrillos de diferentes diámetros estandar, se puede instalar revestimientos en cualquier horno de diámetro intermedio.

4.4.1.4 . Materiales no moldeados

Los materiales refractarios no moldeados también denominados morteros refractarios son materiales sinterizados y cocidos después de haber sido instalados dentro del horno.

Los morteros refractarios son clasificados de acuerdo a su comportamiento de fraguado, como morteros de fraguado cerámico, hidráulico ó químico. La composición y las características de los morteros deben corresponder a los de los ladrillos que se quieren instalar y su punto de ablandamiento debería ser ligeramente inferior al de los ladrillos, de modo que ligen el revestimiento bajo altas temperaturas.

En los hornos rotativos se suelen utilizar morteros de fraguado químico, los mismos que, aún fríos desarrollan la resistencia suficiente para un revestimiento estable.

Se distingue generalmente tres tipos de materiales de construcción no moldeados - Hormigón refractario de fraguado hidráulico.

Materiales plásticos.

Materiales inyectados.

El hormigón refractario, contiene un agente de fraguado hidráulico que es un cemento de alto contenido de alúminas. Generalmente son instalados en moldes adecuados mediante el método de moldeado rotativo y compactado mediante vibración.

Materiales plásticos, son materiales de apisonamiento generalmente con ligamiento químico muy rara vez con ligamiento hidráulico. Debido al bajo contenido de agua, los refractarios apisonados tienen generalmente una baja porosidad, una alta estabilidad volumétrica, alta resistencia y baja sensibilidad al ataque químico. Los materiales ligados químicamente deben ser instalados poco tiempo antes del calentamiento solamente. Repuestos revestidos con materiales apisonados ligados químicamente deben ser templados a 250 °C.

Materiales inyectados son suministrados con agentes aglutinantes de fraguado químico ó hidráulico. Los materiales son colocados neumáticamente a través de un tubo flexible con una boquilla de mezclado donde se introduce el agua. Durante el período de endurecimiento la superficie inyectada debe ser protegida contra la evaporación del agua.

Los materiales no moldeados se emplean básicamente para áreas de formas complicadas y para separaciones de revestimientos.

Los materiales refractarios no moldeados pueden ser instalados mediante inyección, apisonamiento ó colocados. Las masas instaladas son sujetadas mediante anclas metálicas que aseguran una buena estabilidad del revestimiento, inclusive en el caso de daños locales ó de astilladuras. Generalmente se sueldan anclas en forma de "V", normalmente suministrados por el proveedor de refractarios. Se requieren alrededor de 15 a 25 anclas por metro cuadrado.

4.4.2.- Determinación de las zonas del horno.

El horno rotatorio puede ser dividido en varias zonas de acuerdo a las condiciones específicas de operación. La designación de estas diferentes zonas toma en cuenta las reacciones respectivas del proceso de cocción, sin que, estos estén definidos con toda claridad ya que se sobreponen una a otra, en un sentido y en otro.

Las zonas en que dividimos el horno rotatorio son

- Zona de secado.
- Zona de precalentamiento.
- Zona de calcinación.
- Zona de transición.
- Zona de sinterización.
- Zona de enfriamiento.

4.4.2.1 . Zona de secado.

En la zona de secado primeramente se evapora el contenido de agua de la pasta. Esta reacción esta prácticamente terminada cuando se alcanzan temperaturas del material de 100 °C.

En hornos de proceso húmedo, la zona de secado suele formar parte de la zona del horno que se encuentra previsto de cadenas.

La temperatura del material en la salida de la zona de cadenas para nuestro sistema de disposición de las cadenas está en el orden de 200° a 400° C.

El largo de la zona de secado varía entre 7 a 9 veces del diámetro del horno.

El revestimiento refractario debe ser de ladrillos densos de bajo contenido de alúmina con alta resistencia a la abrasión a fin de contrarrestar la acción abrasiva de las cadenas.

Se debe utilizar un mortero de fraguado al aire ya que no hay la temperatura suficiente para vitrificar un mortero de fraguado al calor y debe ser resistente al agua.

4.4.2.2 . Zona de precalentamiento.

Dentro de la zona de precalentamiento, se expulsa el agua de hidratación y la materia prima es calentada hasta temperaturas de aprox. 700 °C.

El largo de la zona de precalentamiento es aprox. 4 a 8 veces el diámetro del horno.

La zona de precalentamiento tiene generalmente un revestimiento de ladrillos refractarios de bajo contenido de alúmina o para mejorar el aislamiento térmico con ladrillos livianos.

4.4.2.3 . Zona de calcinación.

La reacción de calcinación empieza ya con temperaturas de material inferiores a 600 °C y es completa con temperaturas de aprox 1,200 °C . Sin embargo, en vista de que la mayor parte de la calcinación se lleva a cabo con temperaturas de materia prima entre 700° y 900 °C generalmente en este margen el que es designado como zona de calcinación.

El largo de la zona de calcinación es del orden de 6 a 9 veces el diámetro del horno.

Desde el punto de vista de los refractarios, la zona de calcinación todavía puede tener un revestimiento de ladrillos normales de chamota o para mejorar aislamiento, de ladrillos livianos de chamote. En caso de ataque alcalino se han logrado buenos resultados operacionales con ladrillos con un contenido de SiO_2 superior a 65%. Estos ladrillos forman con los álcalis una capa vítrea de un espesor de 2 a 3mm. en la superficie, impidiendo de este modo, la filtración ulterior de los álcalis.

4.4.2.4 Zona de transición.

La zona de transición es la sección entre la zona de calcinación y la de sinterización, donde las temperaturas de la materia prima varían entre 900° a $1,150^{\circ}\text{C}$.

Generalmente, la zona de transición es subdividida en una sección más fría, llamada zona de seguridad o zona de transición y una sección caliente, llamada zona de transición 1. La zona seguridad o zona de transición 2 tiene un largo aproximadamente dos veces el diámetro del horno y suele tener un revestimiento de ladrillos de alto contenido de alúmina, con un contenido de Al_2O_3 de 50 a 60%.

Los ladrillos deben tener una buena resistencia al choque térmico y una baja porosidad a fin de ser suficientemente resistentes al ataque químico. El límite de aplicación de ladrillos de alto contenido de alúmina dentro de la zona de transición es generalmente determinado por reacciones eutécticas del sistema $\text{Al}_2\text{O}_3\text{-CaO-SiO}_2$ o por aislamiento alcalino. En estos casos, la vida del revestimiento refractario sólo puede ser mejorado mediante la instalación de ladrillos de magnesita-cromio.

La zona de transición 1 es muchas veces expuesta a cargas considerables mas elevadas que la misma zona de sinterización. Muchas veces no se forman en

esta zona costras e incrustaciones o sólo se forma una capa muy inestable. De este modo, los ladrillos se encuentran expuestos directamente a la radiación de la llama a variaciones considerables de la temperatura. El largo de la zona de transición 1 varía 2 y 4 veces el diámetro del horno.

Generalmente, tiene un revestimiento de ladrillos de magnesita-cromio con un contenido aproximado de 60 a 70% de MgO. En caso de cargas térmicas muy elevadas y de ataque químico, puede ser recomendable instalar ladrillos especiales de magnesita de alta cocción (de ligamento directo). Sin embargo, estos ladrillos son generalmente menos elásticos que los ladrillos de cocción convencional y, por ende, más sensibles a las deformaciones de la carcasa del horno (o calidad). Por ende, en vez de revestimiento seco con placas de acero, se obtiene muchas veces éxito en la instalación de estos ladrillos con morteros de calidad adecuada.

4.4.2.5 . Zona de sinterización

Esta zona suele ser llamada zona de cocción; sin embargo, se prefiere la expresión "zona de sinterización" en vista de que este término describe más correctamente el mecanismo de las reacciones que se llevan a cabo en ella.

Generalmente la zona de sinterización tiene una capa de costras e incrustaciones más o menos estable, formada de clínker y de fase líquida empieza a

formarse con temperaturas de materia prima superiores a aproximadamente 1,250 °C. Sin embargo, en vista de que la temperatura de superficie del revestimiento supera la de la materia prima, la formación se inicia ya con temperaturas de la materia prima superiores a 1,050° a 1,150°C.

El término "zona de sinterización" también puede ser explicado como zona de mayor difusión de material con formación de modificaciones de C_3S . Esta formación empieza con temperaturas superiores a aproximadamente 1,100 °C.

La temperatura máxima del material dentro de la zona de sinterización es del orden 1,400° y 1,500°C al principio de la zona de enfriamiento.

El largo de la zona de sinterización es generalmente entre 3 y 5 veces el diámetro del horno y depende en gran medida del largo de la llama y del tipo de combustible. Para las llamas de petróleo esta longitud es de tamaño intermedio. Los ladrillos dentro de la zona de sinterización son expuesto al ataque químico por la fase líquida del clínker y por los sulfatos alcalinos, alta temperatura y según la estabilidad de las costras e incrustaciones a altos choques térmicos.

Los ladrillos básicos son los que mejor convienen para estas condiciones, debidos a su alta refractividad y su buena resistencia contra los ataques quími-

cos. Por esto se instalan generalmente ladrillos de magnesita, de cromo-magnesita o de dolomita.

Los ladrillos de dolomita se caracterizan generalmente por un buen rendimiento operacional siempre y cuando las costras e incrustaciones son estables. Una desventaja de los ladrillos de dolomita es, sin embargo, que son muy sensibles a la humedad. Por ende, estos ladrillos deberán ser almacenados, cuando se trata de períodos más largos de almacenamiento en lugares herméticos.

4.4.2.6.- Zona de enfriamiento

La zona de enfriamiento de un horno rotatorio va aproximadamente desde la boquilla del quemador hasta la salida del horno. Dentro de esta zona, el clinker es enfriado desde su temperatura máxima de cocción de 1,400°C a 1,500°C hasta aproximadamente 1,250°C en hornos con enfriadores planetarios. La zona de enfriamiento en hornos con enfriadores planetarios tiene un largo de aprox. 1.5 a 2 veces el diámetro del horno.

Consiste generalmente en un revestimiento de peine (o escalonado) para una mayor eficacia de enfriamiento y un anillo de retención para igualar la distribución del clinker hacia las aperturas individuales de entrada del enfriador. Para el revestimiento de peine y el anillo de retención, se utilizan generalmente ladrillos densos de alto contenido de alúmina con aprox.

80 % de Al_2O_3 y resistencia considerable a los choques térmicos. El revestimiento de peine y del anillo de retención puede consistir de ladrillos duros de chamota con la resistencia mecánica adecuadas.

El final de la zona de enfriamiento, o sea el anillo de salida, es uno de los puntos más críticos de los revestimientos de hornos de clinker. Su vida es a menudo más corta que la de las zonas de sinterización con alta carga. La forma y la calidad de los ladrillos de anillo de salida requieren algunas consideraciones cuidadosas.

4.4.2.7.- Distribución de Temperatura en el horno rotativo.

De acuerdo a la longitud del horno calculada y a las estimaciones de las longitudes de las zonas en que se ha dividido el horno consideramos :

- Zona de secado : Long = 9 D
= 9 x 2.6
23.40 mts.
- Zona de precalentamiento: Long = 6 D
- 6x2.6
= 15.60 mts.
- Zona de calcinación: Long = 7 D
= 7x2.6
- 18.20 mts.
- Zona de transición : Long = 4 D
- 4x2.6
= 10.40 mts.
- Zona de sinterización: Long = 4 D
= 4x2.6
10.40 mts.

Zona de enfriamiento :Long= 2 D
= 2x2.6
= 5.20 mts.

Compatibilizando las curvas de temperaturas típicas a lo largo de un horno de vía húmeda según Dr. H. Gygi adoptadas a nuestras longitudes de las zonas en que se ha dividido el horno obtenemos la FIG.7.

4.4.3.- Selección de las calidades y del espesor de los refractarios.

Las calidades del revestimiento refractario está íntimamente relacionada con el costo de los materiales refractarios que incluyendo el de la mano de obra para demolición de revestimiento antiguo y la instalación, sólo representa aprox. 2 % de los costos totales de la producción de cemento. Sin embargo, la pérdida de producción debida a paradas del horno causadas por fallas de los refractarios, generan pérdidas adicionales que, en la mayoría de los casos, exceden varias veces los meros costos de los refractarios.

De lo indicado se desprende que la vida del revestimiento refractario es uno de los criterios más importantes para el factor de utilización del horno. Por las consideraciones expuestas y siguiendo las recomendaciones descritas en 4.4.2.1. para las zonas en que se ha dividido el horno escogeremos el revestimiento refractario de las mejores calidades y que han probado en la práctica un óptimo rendimiento.

En cuanto al espesor de los revestimientos refractarios seguiremos las recomendaciones de una prestigiosa compañía de refractarios de Alemania.

Estas recomendaciones en cuanto al diseño del revestimiento refractario está basada en el diámetro del horno y el proceso de vía húmeda.

A continuación detallaremos para cada zona del horno el espesor y las principales propiedades del revestimiento refractario.

Zona de secado :

Longitud = 23.40 mts.

Marca : REPSA (Refractarios Peruanos S.A.)

Identificación : REPSA 18

Altura : 110 mm

Análisis químico

Silice : SiO_2 60.2 %

Alúmina: Al_2O_3 34.7 %

Titanio: TiO_2 1.3 %

Fierro : Fe_2O_3 1.6 %

Cal : CaO 0.07 %

Magnesita: MgO 0.52 %

Alcalis: $\text{Na}_2\text{O} + \text{K}_2\text{O} + \text{Li}_2\text{O}$ 1.51 %

Propiedades físicas :

Cono pirométrico equivalente : 32.5

Densidad aparente : 2.2 gr/cm^3

Porosidad aparente : 14 - 17 %

Resistencia a compresión en frío:

26-48 N/mm^2

Temperatura máx : 1,725 °C

Zona de precalentamiento y de calcinación

Longitud 15.60 + 18.20

- 33.80 mts.

Marca : REFRATECHNIK

Identificación : ORILEX 125

Altura : 160 mm.

Análisis Químico :

SiO_2 : 60 65 %

Al_2O_3 : 20 25 %

Propiedades físicas :

Cono pirométrico equivalente: 30.0

Densidad aparente : 1.30-1.40 gr/cm^3

Porosidad aparente : 40 - 50 %

Resistencia a la compresión: 11 N/mm^2

Temperatura máx. : 1,400 °C

Conductividad Térmica: a 300°C 0.35 W/m K

a 700°C 0.46

a 1000°C 0.46

Zona de transición 2 :

Longitud = 5.20 mts.

Marca : REFRASTECHNIK

Identificación : REFRALUSIT 60 GT

Altura : 160 mm.

Análisis químico

Al_2O_3 : 56 - 58 %

TiO_2 : menor 1 %

Propiedades físicas :

Cono pirométrico equivalente: 36

Densidad aparente : 2.5-2.6 gr/cm³

Resistencia a la compresión: 60 N/mm²

Temperatura máxima : 1,700 °C

Conductividad térmica: a 700°C 1.70 W/mK
a 1000°C 1.65 W/mK

Zona de transición 1 :

Longitud 5.20 mts.

Marca : REFRASTECHNIK

Identificación : PERILEX 80

Altura : 160 mm.

Análisis Químicos :

MgO : 80 - 85 %

Cr_2O_3 : 4 %

Propiedades físicas

Cono pirométrico equivalente : 42

Densidad aparente : 2.85-2.95 gr/cm³

Porosidad aparente. : 20 %

Resistencia a la compresión: 45 N/mm²

Temperatura máxima : 1,700 °C

Conductividad térmica : a 300°C 3.5 W/mK
a 700°C 2.8 W/mK
a 1000°C 2.6 W/mK

- Zona de sinterización :

Longitud = 10.40 mts. En la práctica consideremos una long= 9.486 mts. la diferencia corresponde al inicio de la zona de enfriamiento.

Marca : REFRACTECHNIK
Identificación : FERILEX 80
Altura : 160 mm.
Zona de enfriamiento :
Longitud = 5.20 mts. (Referencial)
Para el tramo revestido con ladrillo refractario. Longitud = 2.88 mts.

Marca : REFRACTECHNIK
Identificación : KRONEX 85 GT
Altura : 200; 250; 300 mm.
Análisis químico:
 Al_2O_3 : 80 - 85 %

Propiedades físicas :
Cono pirométrico equivalente : 40
Densidad aparente : 2.70-2.80 gr/cm³
Porosidad aparente : 20 %
Resistencia a la compresión: 80 N/mm²
Temperatura máxima : 1,700 °C
Conductividad térmica : a 300°C 2.3 W/mK
a 700°C 2.2 W/mK
a 1000°C 2.1 W/mK

Para el revestido con cemento refractario

Longitud : 2.00 mts.
Marca : REFRACTECHNIK
Identificación : REFRA-SPEZIAL 130 H
Altura : 150 mm.
Análisis Químico:
 Al_2O_3 : 70 %
Propiedades físicas :
Densidad aparente : 2.40 gr/cm³
Temperatura : 1,300 °C
Conductividad térmica: a 300°C 0.95 W/mK
a 700°C 1.10 W/mK
a 1000°C 1.20 W/mK

4.4.3.1.- Resumen del revestimiento refractario

En la tabla 10 presentamos el resumen del revestimiento refractario, haciendo referencia también a la nomenclatura utilizada que es la misma de la FIG.8 donde mostramos la ubicación del revestimiento refractario en el horno.

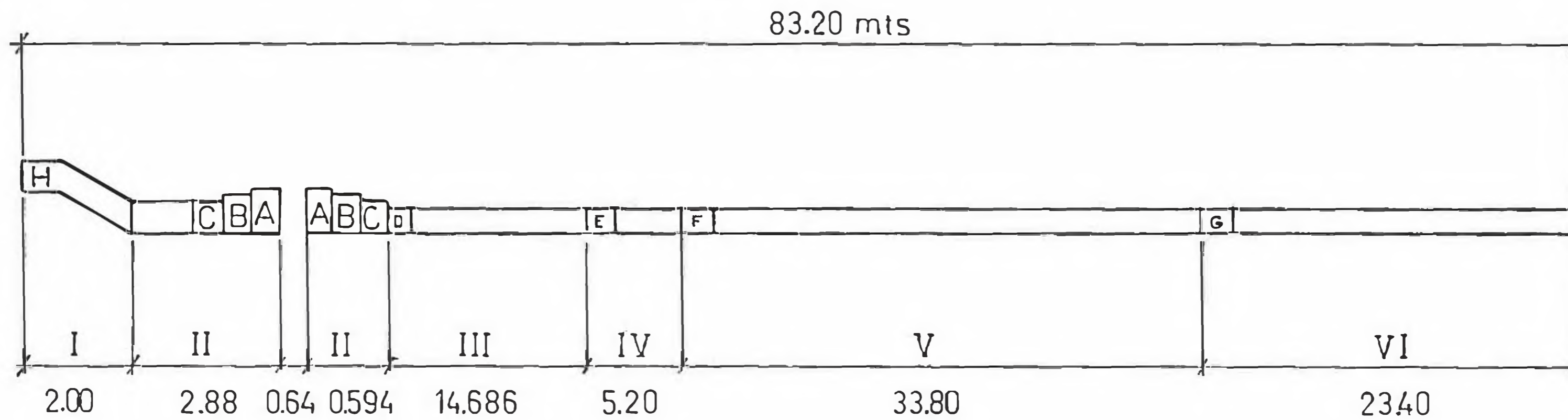


FIG.8 REVESTIMIENTO REFRACTARIO DEL HORNO ROTATORIO

4.5.- Cálculo y selección de los componentes auxiliares

4.5.1 . Preparación y bombeo del combustible

Como hemos indicado anteriormente la planta está preparada para la recepción y almacenamiento de petróleo industrial Nº 6.

Para el almacenamiento principal la planta tiene (2) tanques de 200,000 galones c/u contando en total con 400,000 galones de capacidad de almacenamiento, considerando un consumo diario de petróleo industrial Nº 6 para los (2) hornos de : 16,500 galones tenemos que nos permite la operación de los hornos durante 24 días. Este lapso de tiempo es razonable por cuanto debemos tener en consideración que el suministro de petróleo industrial Nº 6 es desde Matarani - Arequipa vía ferrocarril.

Los tanques de almacenamiento principal se encuentran a 0.5 Kms de distancia del horno por lo que es recomendable la instalación de un tanque de almacenamiento para uso exclusivo del horno y también para efectos de control de consumos de combustibles. Este tanque es lo que denominaremos "Tanque de almacenamiento diario"

Considerando que el consumo de petróleo industrial Nº 6 en el horno es de 6,800 galones por día para una producción de 180 TM-clínker, tomaremos para efectos de diseño del tanque un 20 % de volúmen adicional obteniendo : 8,160 galones con este volumen procederemos a calcular el tanque de almacenamiento diario.

4.5.1.1.-Diseño del tanque de almacenamiento diario de combustible.

$$V_{td} = \frac{\pi D_{td}^2 H_{td}}{4}$$

Donde :

V_{td} = Volumen del tanque de almacenamiento diario en m^3

D_{td} = Diámetro del tanque en mts.

H_{td} = Altura del tanque en mts.

Reemplazando :

$$\begin{aligned} V_{td} &= 8,160 \text{ gal.} \\ &= 30.889 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Haciendo : $H_{td} = 1.5 D_{td}$

Obtenemos :

$$D_{td} = 2.97 \text{ mts} \quad H_{td} = 4.46 \text{ mts.}$$

El tanque será fabricado en plancha de acero comercial SAE 1020 en los siguientes espesores:

- Parte de fondo : Plancha de 3/8"
- Partes laterales y techo : Plancha de 5/16".

El techo se fabricará en forma cónica para la protección de lluvias y granizo.

El tanque estará provisto de una brida en la parte lateral para la inspección, mantenimiento y que permita el ingreso de un hombre, también está provisto de las líneas de ingreso, salida y retorno de combustible.

También se instalará una regla graduada que funcionando con su respectiva boya nos indique en todo momento la altura del combustible existente en el tanque.

Como se requiere el precalentamiento del petróleo industrial Nº 6 para su bombeo y mejor aprovechamiento en el quemador del horno es que instalaremos un calentador en el tanque de almacenamiento.

4.5.1.1.1.-Cálculo del calentador para el tanque diario de combustible.

El calentador para el tanque diario de combustible en nuestro caso requerimos calentar el petróleo industrial Nº 6 de una temperatura ambiente que para estos efectos consideraremos el valor más desfavorable de temperatura ambiente igual a 0°C y la temperatura de bombeo que podemos considerar en promedio: 60°C

Como no es económico calentar todo el contenido del petróleo industrial Nº 6 del tanque diario para hacerlo bombeable, para ello basta con proceder a calefacciones locales del fuel, en la parte correspondiente a la abertura de salida del tanque.

Calculamos un calentador de tipo inmersión para las siguientes condiciones:

Siendo:

$$Q_{cd} = M_{cd} C_{pe} (T_{1e} - T_{0e})$$

Donde:

Q_{cd} = Flujo de calor en Kj/h o KW.

M_{cd} = Flujo de combustible considerando un 25% de exceso sobre el flujo teórico calculado en: 4.2.3.2 en Kg-comb/h.

T_{1e} = Temperatura de salida del combustible del tanque diario en °C.

T_{0e} = Temperatura del combustible en el tanque diario en °C.

C_{ce} = Calor específico del combustible
F.I. Nº 6 en $\text{KJ/Kg-}^\circ\text{C}$

Reemplazando :

$$M_{cd} = 1.25 \times 0.131 \text{ Kg-comb/Kg-cl } 7,500 \text{ Kg-cl/h.}$$

$$M_{cd} = 1,228.13 \text{ Kg-comb/h.}$$

$$T_{1c} = 60 \text{ }^\circ\text{C} \quad T_{ce} = 0 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$C_{cc} = 1.75 \text{ KJ/Kg-comb.}^\circ\text{C}$$

$$Q_{cd} = 1,228.13 \times 1.75 \times (60 - 0)$$

$$Q_{cd} = 128,953.65 \text{ KJ/h} \\ = 35.82 \text{ KW.}$$

Utilizando un intercambiador de calor tipo tubo-coraza 1-2.

Se cumple:

$$A_{cd} = \frac{Q_{cd}}{U_{cd} \text{ MLDT } F_{cd}}$$

Donde :

A_{cd} = Superficie de transferencia de calor del intercambiador en m^2 .

U_{cd} = Coeficiente global de transferencia de calor en $\text{W/m}^2\text{-}^\circ\text{K}$.

MLTD = Media logarítmica de la diferencia de temperaturas en $^\circ\text{C}$

F_{cd} = Factor de corrección de la MLTD para intercambiadores 1-2.

Siendo:

$$\text{MLTD} = \frac{(T_v - T_{ce}) - (T_v - T_{1c})}{\ln \frac{(T_v - T_{ce})}{T_v - T_{1c}}}$$

Donde :

T_v = Temperatura del vapor en $^\circ\text{C}$.

Reemplazando :

$$T_v = 165 \text{ }^\circ\text{C} \text{ (para una presión de 7 Bar ó } 7.14 \text{ Kg/cm}^2\text{).}$$

$$MLDT = \frac{(165 - 0) - (165 - 60)}{\ln \frac{(165 - 0)}{(165 - 60)}}$$

MLDT = 132.75 °C

Siendo :

$$F_{cd} = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln \frac{(1-S)}{(1-RS)}}{(R-1) \ln \frac{2 - SR + 1 - \sqrt{R^2 + 1}}{2 - SR + 1 + \sqrt{R^2 + 1}}}$$

Siendo :

$$R = \frac{T_v - T_v}{T_{1e} - T_{0e}}$$

$$S = \frac{T_{1e} - T_{0e}}{T_v - T_{0e}}$$

Reemplazando :

R = 0

S = 0.36

Reemplazando :

F_{cd} = 1.0

Con los valores obtenidos podemos calcular la superficie de transferencia de calor para

U = 114 W/m² -°K (valor típico para intercambiadores de calor tipo tubo-coraza 1-2).

Reemplazando :

$$35.82 \times 10^3 \text{ W}$$

$$A = \frac{\quad}{114 \text{ W/m}^2\text{-K } 132.75 \text{ }^\circ\text{C}}$$

$$A = 2.37 \text{ m}^2$$

Utilizando un diámetro de tubería de acero nominal para la fabricación del intercambiador tenemos :

$$\text{Diámetro nominal} = 1 \frac{1}{2}'' \phi$$

$$\text{Diámetro exterior} = 1.90'' \phi \text{ (48.26 mm)}$$

$$\text{Diámetro interior} = 1.61'' \phi \text{ (40.89 mm)}$$

Obtenemos una longitud de tubería necesaria de (L_{ca})

$$L_{ca} = \frac{2.37 \text{ m}^2}{\pi 0.04826} \quad L_{ca} = 15.63 \text{ mts.}$$

4.5.1.2.-Selección de las bombas de combustible.

Como hemos indicado anteriormente el petróleo industrial Nº 6 precalentado en el tanque diario puede transportarse sin dificultad a la succión de la bomba.

Para seleccionar la bomba de petróleo utilizamos la siguiente relación para el cálculo de la potencia requerida de la bomba:

$$P_b = \frac{M_c H_b}{102 \eta}$$

Siendo :

P_b = Potencia requerida de la bomba en KW

M_c = Flujo de combustible en nuestro caso
F.I. Nº 6 en Kg/s

H_h = Altura total requerida, mts.

η = Eficiencia total de la bomba.

Para nuestras condiciones :

El flujo de combustible teórico calculado en 4.2.3.2 fue de: $K = 0.131$ Kg-comb/Kg-clínker para efectos de calcular la bomba de petróleo estimaremos adicionalmente 50% más de lo teórico y expresando el caudal en Kg/s tenemos:

$$M_c = 1.5 \times 0.131 \text{ Kg-comb/Kg-cl} \times 7,500 \text{ Kg-cl/h} \\ 1h/3,600s$$

$$M_c = 0.410 \text{ Kg-comb/s}$$

La altura total requerida la obtenemos considerando que para esta disposición del sistema de bombeo de combustible el rango de presiones está entre 20 a 30 Kg/cm². Teniendo en cuenta pérdidas en las tuberías, accesorios, calentador de combustible tomaremos un valor mayor.

$$H_b = 40 \text{ Kg/cm}^2$$

Indicando que la variación de presiones pueda ser regulada en la estación de válvulas de control instalada antes del quemador.

Expresando la altura total en mts. de combustible :

γ_c = Peso específico del comb. en Kg/m³

Siendo : $\gamma_c = 924 \text{ Kg/m}^3$ a 60°C

Resultado :

$$H_b = 270.56 \text{ mts.}$$

La eficiencia total de las bombas para nuestro caso recomiendan bombas tipo engranaje con eficiencias entre 80 a 90% tomaremos : 0.8

Reemplazando :

$$P_b = \frac{0.410 \times 270.56}{102 \times 0.8}$$

$$P_b = 1.36 \text{ KW (1.82 HP)}$$

Resumiendo lo calculado anteriormente las características requeridas para seleccionar la bomba de petróleo son :

- Flujo de combustible : $M_c = 0.410 \text{ Kg/s}$
expresado en volumen: (M'_c)

$$M'_c = 4.36 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s (1.57 m}^3/\text{h)}$$

para una temperatura de 40 °C

$$M'_c = 4.44 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s (1.60 m}^3/\text{h)}$$

para temp. de 60 °C.

- Presión : $H_b = 270.56 \text{ mts.}$

- Potencia requerida: $P_b = 1.36 \text{ KW (1.82 HP)}$

Seleccionamos una bomba de tipo rotor en forma helicoidal de las siguientes características nominales :

- Flujo de combustible: 2 m³/h para una temperatura de 60 °C.
- Presión : 25 Kg/cm²
- Equipada con un rotor eléctrico de 2.5 KW 220 Voltios/60 ciclos/trifásico.

Por ser necesario para cualquier emergencia tener en reserva una bomba de iguales características es que consideramos en la instalación (2) bombas de petróleo.

4.5.1.3.-Cálculo del calentador para el combustible.

El petróleo industrial NO 6 es bombeado del tanque de almacenamiento diario con una temperatura promedio de 50 °C por lo cual es necesario aumentar su temperatura hasta 100 - 120 °C utilizando un calentador para conseguir la viscosidad adecuada y estar apto para su atomización en el quemador.

Utilizando la nomenclatura siguiente:

Q_c = Flujo de calor en KJ/h o KW

M_c = Flujo de combustible considerando un 25% sobre el flujo teórico calculado en 4.2.3.2 en Kg-comb/h corresponde al valor utilizado en 4.5.1.1.1.

T'_{1c} = Temperatura de ingreso de combustible al calentador en °C.

T'_{2c} = Temperatura de salida del combustible del calentador en °C.

T_v = Temperatura del vapor en °C.

Reemplazando valores:

$T'_{1c} = 40 \text{ °C}$ $T'_{2c} = 120 \text{ °C}$

$T_v = 165 \text{ °C}$

Obtenemos :

$Q_c = 1,228.13 \text{ Kg-comb/h } 1.75 \text{ KJ/Kg-comb}^\circ\text{C}$
 $(120 - 40) \text{ °C}$

$Q_c = 171,938.20 \text{ KJ/h } (47.76 \text{ KW})$

Calculamos :

MLDT para su intercambiador de calor tipo 1-2

Reemplazando valores :

$(165 - 40) - (165 - 120)$

$MLDT = \frac{\text{---}}{\text{---}}$
 $(165 - 40)$
 $Ln \text{ ---}$
 $(165 - 120)$

$$MLDT = 78.30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Calculamos el factor de corrección de MLDT :

$$R = 0 \quad S = \frac{120 - 40}{165 - 40}$$

$$S = 0.64$$

Reemplazando en la fórmula para el cálculo de F_c tenemos:

$$F_c = 1.0$$

La superficie de transferencia de calor para.

$$U = 114 \text{ W/m}^2\text{-K es:}$$

$$47.76 \times 10^3 \text{ W}$$

$$A = \frac{47.76 \times 10^3 \text{ W}}{114 \text{ W/m}^2\text{K} \cdot 78.30 \text{ } ^\circ\text{C}} \quad A = 5.35 \text{ m}^2$$

Utilizando un diámetro de tubería de acero nominal de 1 1/2" ϕ obtenemos una longitud de tubería necesarias: L_t

$$L_t = \frac{5.37 \text{ m}^2}{\pi \cdot 0.04826 \text{ m.}} \quad L_t = 35.42 \text{ mts.}$$

4.5.2 . Selección del quemador.

Una vez preparado adecuadamente el combustible es bombeado con una viscosidad consistentemente uniforme al quemador para ser atomizado y debidamente mezclado con aire para ser mezclado.

La atomización mecánica es la solución óptima para aplicaciones en hornos de clinker. En hornos rotatorios de vía húmeda son recomendables los atomizadores con orificio variable y presión constante. Este tipo de atomizador utiliza una válvula de aguja ajustable, principalmente para control del flujo de combustible, las presiones de atomización son del orden de 20 a 30 Kg/cm².

La forma de la llama se ajusta mediante movimientos manuales de roscas, presión del combustible y variaciones del aire primario.

La gran mayoría del calor que es transferido a la carga del horno dentro de la zona de sinterización, lo es mediante radiación. La radiación es producida, en primer lugar, por productos intermedios y finales de combustión, tales como hollín, CO₂ y H₂O en segundo lugar, por el polvo del clinker caliente y las costras e incrustaciones de la zona de sinterización.

La llama, entendiéndose por este término el sitio donde se lleva a cabo el proceso de oxidación con liberación de energía del combustible, se encuentra en la línea del eje central del horno.

Para lograr una combustión perfecta y en virtud de la estabilización de las costras e incrustaciones, especialmente en la entrada de la zona de sinterización, se requiere una llama corta pero poderosa. En una llama de este tipo, se lleva a cabo una mezcla rápida e intensa de aire de combustión y de combustible, lo cual asegura una combustión completa y una economía óptima de combustible.

En los quemadores es importante poder regular el largo y la forma de la llama dentro de ciertos márgenes, inclusive con consumo constante de combustible. Es interesante discutir las modificaciones de la llama que pueden hasta cierto punto ser evaluadas mediante control visual. Dentro de estas modificaciones tenemos :

La llama cónica, consiste en ubicar el componente axial en el centro con el componente radial concéntricamente en relación al primero, el resultado es una llama de dos zonas.

El componente externo radial del gas hace abrir la llama en forma cónica. Como resultado se crea en el eje de la llama una zona de baja presión que es llenada por el gas axial inyectado por el centro.

Las corrientes recirculadas de gases calientes de combustión calientan los hidrocarburos y los hacen descomponerse. El hollín que se forma como resultado de la mezcla incompleta con el aire secundario mejora la radiación de la llama.

De acuerdo con la gran diferencia en energía de impulso entre el gas y el aire secundario, la mezcla y la combustión se llevan a cabo muy rápidamente. Por lo tanto, la formación de hollín en esta parte es muy reducida. El calentamiento, la disociación y la combustión empiezan inmediatamente en la superficie del cono y un poco más tarde en el fondo del cono. Puede decirse que la preparación y la combustión desde la superficie del cono hacia el eje del mismo siguen ambos la misma dirección.

La llama cónica hueca, consiste en ubicar el componente radial en el centro y el componente axial concéntricamente, en relación al primero

El componente radial del gas abre la llama en forma cónica, produciendo una amplia zona de baja presión dentro de la llama. La zona de baja presión dentro de la llama, produce un flujo inverso muy marcado, de gases calientes de combustión.

Como resultado, el punto de temperatura máxima de la llama se desplaza hacia la salida del horno al mismo tiempo comienza la disociación de los hidrocarburos y, debido a la ausencia de aire de combustión, el hollín empieza a formarse mucho más temprano en la superficie interna del cono hueco. Por consiguiente, el máximo de emisividad también se desplazará hacia la salida del horno.

Dentro de la llama cónica hueca, la preparación térmica del combustible comienza casi simultáneamente en la parte externa y la parte interna del cono del hueco.

Conjuntamente con el aumento de la formación de hollín la llama tiende a ser más corta y más luminosa y tiene una mayor densidad de energía.

De las consideraciones anteriores se desprende evidentemente que, en principio, se debe preferir un quemador que produce una llama cónica hueca sobre todos los demás diseños. Además de las características mencionadas anteriormente, el arreglo en forma de cono hueco, con recirculación interna de los gases calientes presenta una excelente estabilidad y por consiguiente, un consumo favorable. Esto hace que se simplifique el diseño del quemador y mejora la resistencia del quemador.

En lo referente al largo de la llama se puede reducir :

Reduciendo el diámetro de la boquilla, dividiéndola en varias boquillas más pequeñas. Efecto limitado debido a la recombinación del chorro.

Aumentando el factor de exceso de aire. Gama de posibilidades limitada debido a consideraciones de economía de calor.

Aumento de la velocidad del aire primario.

Las temperaturas teóricas de la llama con combustión estequiométrica sin precalentamiento del aire de combustión y sin tomar en cuenta los procesos de disociación son: Para llama de fuel oil : 2,120 °C

La mezcla rápida del combustible con el aire de combustión requiere una elevada energía del impulso específico del chorro de combustible/aire primario, de acuerdo a la regla práctica $(\text{Veloc. de aire})^2(\% \text{ de aire primario}) = 80,000$

a

100,000

Reemplazando para 10% de aire primario de acuerdo a lo tomado en 4.2.4.4 obtenemos el rango de velocidades de aire primario : 89.44 a 100 m/s.

Obtaremos por tomar un quemador convencional en el cual el aire primario insuflado también sirve para enfriamiento de la envoltura exterior del quemador.

La "lanza" como se le conoce al tubo que sirve para transportar el combustible está provisto en su parte terminal de una tobera que en nuestro caso es intercambiable utilizaremos de dos dimensiones :

Una tobera, diámetro : 4 mm. ϕ ; 34° para uso en la etapa de calentamiento del horno.

Una tobera, diámetro : 5mm. ϕ ; 24° para uso en la operación con carga del horno.

La longitud total del quemador considerada : 10 mts esta longitud tiene en cuenta la posición en que se va a quedar la parte terminal del quemador dentro del horno y para facilitar la operación del horno hacemos que el quemador pueda desplazarse en el sentido del eje del horno de tal manera que una vez en operación podamos efectuar las correcciones de la posición del quemador si así fuera necesario.

Tambien es importante anotar que debemos considerar que la parte terminal del quemador estará expuesta a una considerable temperatura tanto del material como de los gases producidos por lo que es conveniente considerar que el material con el que se ha de fabricarse sea antitérmico, escogemos para los 3 mts. de longitud del quemador en su parte terminal las planchas, en espesor 3/16" de las siguientes características :

Norma : AISI 310 B/314

DIN : X 15 Cr Ni
2520

- Tipo de aleación : C 0.15; 25.0; Ni 20.0
Si 2.0 %
- Cualidades: Acero especial antitérmico y refractario de alto cromo y níquel, con adición de silicio, de estructura austenítica.

Resistencia a altas temperaturas : 1,200 °C sin cambiar su estructura o formar escoria. antimagnético, debido a su alta aleación de cromo y níquel, es tambien inoxidable y anticorrosivo. Muy buena adaptabilidad para forjar y estirar en frío.

Resistencia a la tracción en frío : 60-65 Kg/mm².

Dureza Brinell en estado frío : 165 HB

Coefficiente de expansión térmica lineal medido entre 20 a 1,200 °C : 19.5x10 m/m °C

En marca Boehler corresponde : Acero ANTIT-HERM FFB.

En el plano Nº 1 presentamos el diseño del quemador.

4.5.3.- Cálculo de los enfriadores

Para el enfriamiento del clinker usaremos los enfriadores planetarios o de satélites. Se caracteriza en principio, por la forma simple de construcción, no posee ventiladores para enfriamiento ni accionamiento separado, puesto que gira con el horno.

El enfriador planetario consiste en un cierto número de tubos enfriadores, dispuestos alrededor del perímetro de la virola del horno. Cada uno de estos tubos conecta con el horno por medio de una pieza de forma acodada, por donde pasa el clinker salido del horno.

El enfriamiento del horno se realiza a contracorriente. La totalidad del aire secundario de combustión. El desplazamiento del clinker en los enfriadores planetarios acostumbra a realizarse en dirección paralela a la del clinker en el horno.

Tomando como referencia las recomendaciones de fabricantes de hornos rotatorios especialmente de F.L. Smith de Dinamarca tomamos las características siguientes :

Número de enfriadores planetarios : 10

Diámetro : 1.00 mts.

Longitud : 5.80 mts.

Denominando : (P_{ee}) la producción específica de los enfriadores que es la relación entre la producción de clinker del horno y el volumen total de los enfriadores expresado en TM-clinker-día/m³-enfriad. tenemos :

$$P_{ee} = \frac{1.80 \text{ TM-Cl-día}}{45.56 \text{ m}^3\text{-enfri.}} \quad P_{ee} = 3.95 \frac{\text{TM-Cl-día}}{\text{m}^3}$$

Resultado que se encuentra dentro de las recomendaciones para enfriadores planetarios que es del rango: 3-4 TM - clinker - día/m² Como referencia para la elección del diámetro y del volumen total de los enfriadores planetarios mostramos las Fig. 9 y 10. que han sido tomadas de Duda, W (1) corresponden a datos de hornos fabricados.

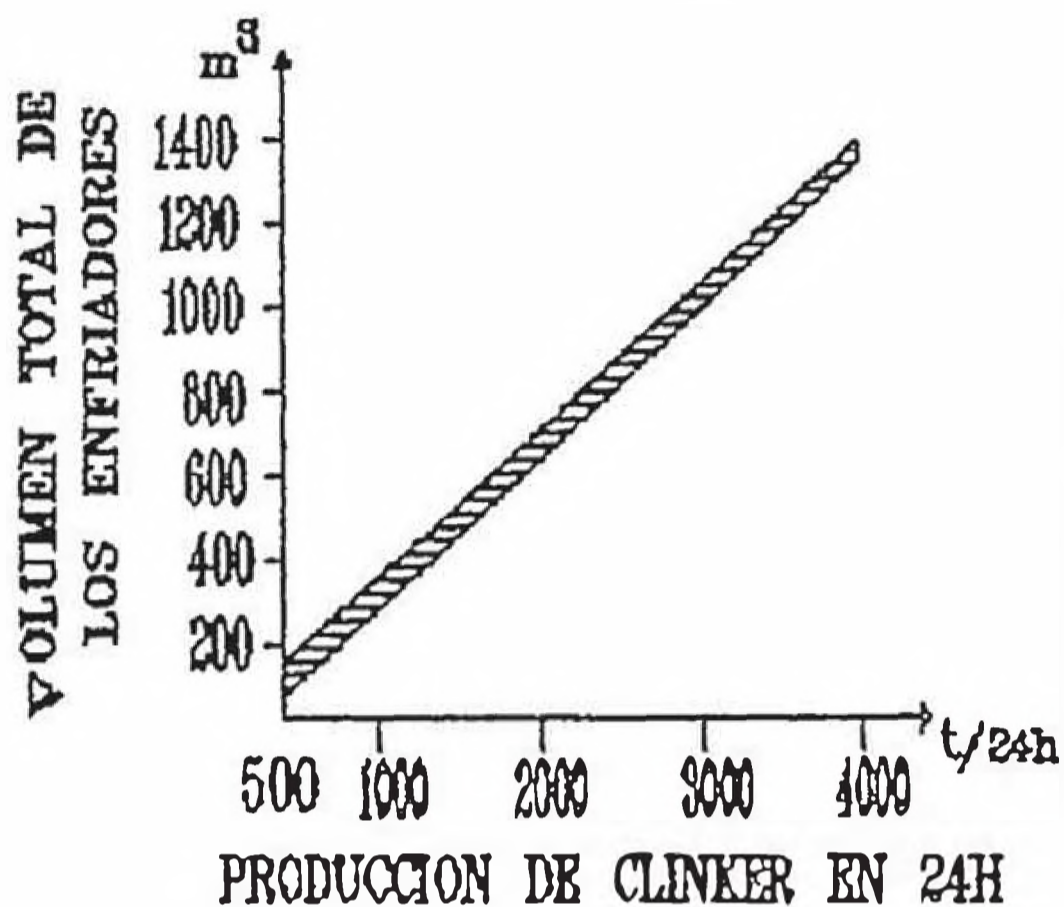


FIG.9 VOLUMEN TOTAL DE LOS ENFRIADORES PLANETARIOS Y PRODUCCION DE CLINKER.

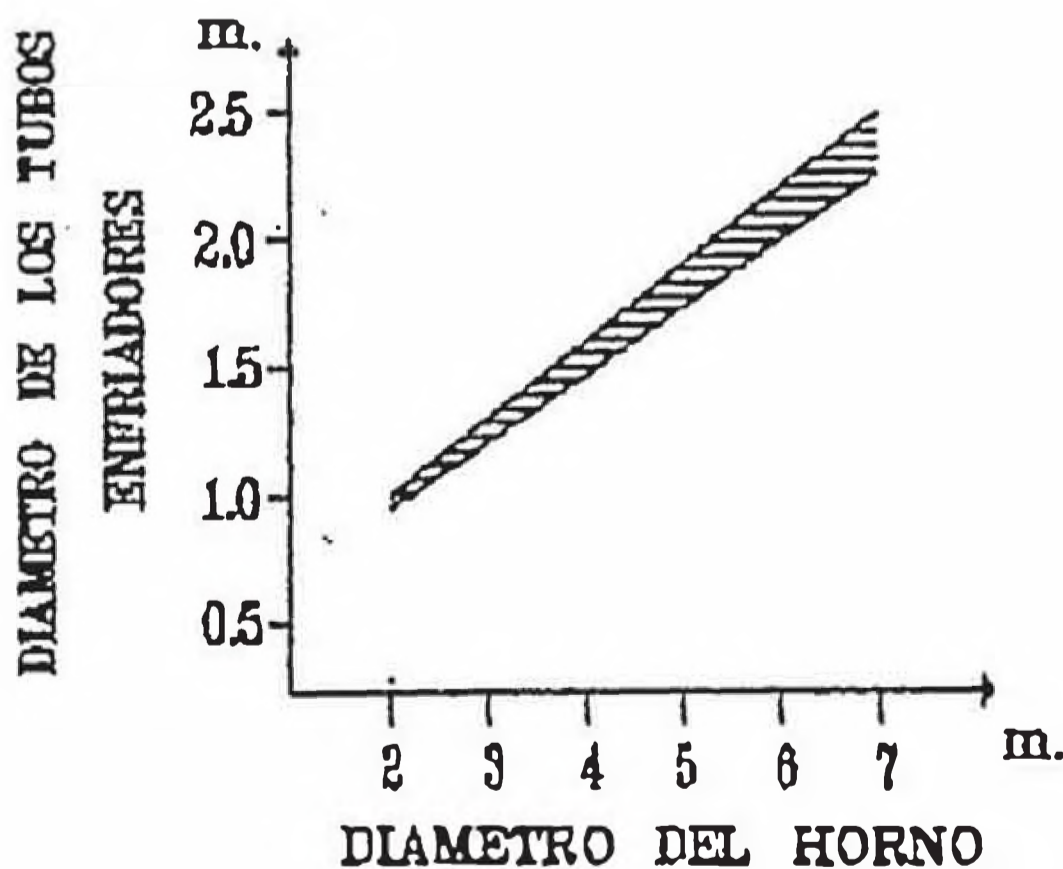


FIG.10 DIAMETRO DEL HORNO ROTATORIO Y DE LOS TUBOS CORRESPONDIENTES DEL ENFRIADOR PLANETARIO.

(1) Duda, W : Manual tecnológico del cemento (1,977) Pág 270.

Para lograr una mejor transmisión de calor, los tubos enfriadores van provistos interiormente de ladrillos refractarios y dispositivos intercambiadores de calor para llevar al clinker a un contacto íntimo con el aire frío.

El ladrillo a utilizarse corresponde en marca Refractechnik; identificación : KRONEX 85 GT medidas : a = 103; b = 80 ; h = 115 mm. longitud del tramo a enladrillar = 0.79 mts.

El aire secundario que llega al horno, procedente del enfriador planetario, tiene una temperatura de 600 a 650 °C.

El clinker ingresa al enfriador con una temperatura en el rango : 1,350 - 1,000 °C, el proceso de enfriamiento dura aprox. 10 minutos.

En la Fig. 11 presentamos las curvas típicas para la temperatura del clinker, aire secundario y de la chapa de un enfriador planetario.

4.5.3.1 .- Elección de los soportes para los enfriadores planetarios.

Los tubos de los enfriadores planetarios en los hornos rotativos van provistos de dos soportes por tubo. En uno de sus extremos el soporte es fijo, para situar el tubo axialmente así como evitar la rotación del tubo sobre su propio eje.

El apoyo móvil sirve para acomodarse a las variaciones de longitud debidas a las diferencias de temperaturas. En

este soporte en particular es esencial que posea un montaje de construcción suficientemente fuerte y la chapa del horno deberá ser, así mismo rígida.

En estos soportes en el lado fijo actúan fuerzas debidas al empuje longitudinal causado por la inclinación del horno y a la deflexión desvío del tubo de enfriamiento que ocurre en el curso de cada revolución.

Al referirnos a la elección de los montajes apropiados para el interior de los tubos en un enfriador planetario es importante observar que el horno propiamente dicho está provisto de un quemador que se interna en el mismo, de modo que una parte sustancial de su longitud puede servir como zona de enfriamiento preliminar y que, por tanto, la temperatura del clinker a la entrada del enfriador ya está algo rebajada, lo cual, sin duda, reduce el rigor de las condiciones térmicas a que están sometidos los tubos enfriadores.

4.5.3.2 . Codos de acceso a los enfriadores.

Son conductos a travez de los cuales transita el clinker del horno al interior de los tubos del enfriador planetario. Debe cumplir con las siguientes exigencias :

El clinker debe descargarse tan rápidamente como sea posible al interior de los tubos y no retroceder cayendo de nuevo al horno en el curso de cada revolución.

La altura de caída debe ser pequeña y el clinker debe caer sobre clinker, si es posible, debiendose evitar cambios bruscos de dirección de modo que la acción abrasiva del polvo arrastrado por el aire secundario se reduzca al mínimo.

Finalmente, las partes deben ser fácilmente desmontables y aptos para que su sustitución se realice sin necesidad de cualquier modificación.

Las paredes interiores de los codos de entrada están sujetos a condiciones muy duras de desgaste, razón por lo cual es especialmente importante dotarlas de un buen revestimiento refractario que sea muy duradero.

La conexión de los codos con el horno ha de ser de un modo positivo y modera-

pendicular al horno deben compensarse y las fuerzas debidas al calentamiento y la deformación no debieran transmitirse a través de la union, que debe ser efectivamente estanca de modo que el polvo no pueda escapar.

En el plano Nº 2 presentamos el enfriador planetario con sus respectivas secciones, indicando que utilizaremos para la fabricación del casco de los enfriadores material en plancha de acero comercial SAE 1020 por cuanto esta convenientemente revestido para su protección.

4.5.3.3 .-Peso de los enfriadores.

En lo referente a las partes componentes de los enfriadores planetarios tenemos :

Peso de cada: Codo y tramo de conexión entre codo y tubo enfriador con sus placas protectoras : 965 Kg (0.965 TM).

Peso de cada: Tubo enfriador con placas protectoras, ladrillos de revestimiento cadenas intercambiadoras de calor chutes de salida soportes de sujeción 3,352 Kg. (3.352 TM)

4.5.3.4 . Balance térmico de los enfriadores planetarios.

En el balance térmico de los enfriadores planetarios consideraremos referido a 1 Kg de clínker :

- Entradas de calor .- Esta conformado por el calor cedido por el clinker, es determinado por la fórmula:

$$Q_{c1} = M_{c1} C_{c1} (T_{1c1} - T_{2c1})$$

Siendo :

Q_{c1} = Calor cedido por el clinker en KJ/Kg-cl.

$$M_{c1} = 1 \text{ Kg-cl/Kg-cl} = 1$$

T_{1c1} = Temperatura de ingreso del clinker al enfriador en °C

T_{2c1} = Temperatura de salida del clinker del enfriador en °C

C_{c1} = Calor específico del clinker en KJ/Kg-°K

$$M_{c1} = 1$$

$$C_{c1} = 1.11 \text{ KJ/Kg-°K (Valor promedio)}$$

$$T_{1c1} = 1,450 \text{ °C} \quad T_{2c1} = 100 \text{ °C}$$

$$Q_{c1} = 1 \times 1.11 \times (1,450 - 100)$$

$$Q_{c1} = 1,498.50 \text{ KJ/Kg-cl}$$

- Salidas de calor .- Esta conformado por :

- Calor ganado por aire secundario .-

Determinado por la fórmula :

$$Q_{a2} = M_{a2} C_a (T_{3a} - T_{2a})$$

Siendo :

Q_{a2} = Calor ganado por el aire secundario en KJ/Kg-cl

M_{a2} = Flujo de aire secundario en Kg-aire/Kg-cl calculado en :
4.2.5

C_a = Calor específico del aire para el intervalo de temperaturas considerado en KJ/Kg-°K

T_{3a} = Temperatura de salida del aire secundario del enfriador en °C.

T_{2m} = Temperatura de ingreso del aire secundario al enfriador en °C

Estimaremos : $T_{2m} = T_o + 10$ °C

Reemplazando :

$M_{a-a} = 1.823$ Kgg-aire/Kg-cl

$C_a = 1.004$ KJ/Kg-°K

$T_{2a} = 600$ °C

$T_{2a} = 10 + 10$ °C

$T_{2m} = 20$ °C

$Q_{a-a} = 1.823 \times 1.004 \times (600 - 20)$

$Q_{a-a} = 1,0613.57$ KJ/Kg-clinker.

- Calor residual en el clinker .-

Determinado por la fórmula:

$$Q_{r-c1} = M_{c1} C_{c1} (T_{2c1} - T_o)$$

Reemplazando:

$M_{c1} = 1$ $C_{c1} = 1.11$ KJ/Kg-K

$T_{2c1} = 100$ °C $T_o = 10$ °C

$Q_{r-c1} = 1 \times 1.11 \times (100 - 10)$

$Q_{r-c1} = 99.90$ KJ/Kg-cl

- Calor perdido por convección y radiación .- Determinado por la fórmula:

$$Q_p = \frac{U_g A_m}{M'_{c1}}$$

Siendo :

Q_p = Calor perdido por convección y radiación en KJ/Kg-cl

U_g = Coeficiente global de transferencia de calor tomada de la FIG. 12 en KJ/m²h

A_m = Area exterior total de los enfriadores en m²

M'_{c1} = Flujo de clinker en Kg/h

Previamente :

$U_g = 13,800$ KJ/m²h (Para $T_{cm} = 230$ °C)

Siendo :

T_{ch} = Temperatura de chapa del
horno en °C

$$A_{ms} = 10 \times \pi \times 5.8 \qquad A_{es} = 182.21 \text{ m}^2$$
$$13,800 \times 182.21$$

$$Q_p = \frac{\quad}{7,500}$$

$$Q_p = 335.27 \text{ KJ/Kg-cl}$$

- Calor perdido no determinado .-

Siendo :

Q_{pn} = Calor perdido no determinado en
KJ/Kg-cl

El calor perdido no determinado es
calculado sumando, las pérdidas calcu-
ladas y descontando de las entradas de
calor, tenemos :

$$Q_{pn} = Q_{c1} - (Q_{ms} - Q_{rc1} - Q_p)$$

$$Q_{pn} = 1,498.50 - (1,061.57 - 99.90 -$$
$$335.27)$$

$$Q_{pn} = 1.76 \text{ KJ/Kg-cl}$$

4.5.3.5 .- Rendimiento térmico de los enfriadores.

Calculamos el rendimiento térmico (E_m) de los enfriadores planetarios por la expresión :

$$E_m = \frac{Q_{c1} - (Q_{rc1} - Q_p - Q_{pn})}{Q_{c1}} \times 100$$

Reemplazando :

$$E_m = \frac{1,498.50 - (99.90 + 335.27 + 1.76)}{1,498.50} \times 100$$

$$E_m = 70.84 \%$$

Como referencia de datos de proveedores de hornos rotatorios para clinker el rendimiento térmico óptimo para los enfriadores planetarios esta en el orden : 65 - 75 %

4.5.4.- Cálculo de las características del ventilador de aire primario.

El ventilador de aire primario suministra parte del aire necesario para la combustión, tiene como función comunicar al aire energía de presión y de velocidad, su presión total debe equilibrar las resistencias en las distintas partes de las tuberías y del quemador.

Para seleccionar el ventilador es necesario determinar previamente los requerimientos del sistema. El caudal de aire primario fue calculado en : 4.2.4.4 siendo

$$V_{pca} = 0.252 \text{ m}^3\text{-aire /Kg-cl a C.A.}$$

En la práctica se procede a tomar parte del aire primario del horno para que combinando con el aire tomado del ambiente se obtenga

una temperatura de ingreso del aire primario mayor al del ambiente con lo cual se mejora la combustión.

Tomando como temperatura de ingreso del aire primario al quemador en 40°C obtenemos :

$$\frac{V_{pca}}{T_0} = \frac{V_{pa}}{T_1}$$

Siendo :

V_{pca} = Volumen de aire a C.A. en m³-aire/Kg-cl

T_0 = Temperatura del aire a C.A. en °C

V_{pa} = Volumen de aire al ingreso del ventilador en °C

T_1 = Temperatura del aire al ingreso del ventilador en °C

Reemplazando valores :

$V_{pca} = 0.252$ m³-aire/Kg-clínter $T_0 = 283$ °K

$T_1 = 313$ °K

$$\frac{0.252}{283} = \frac{V_{pa}}{313} \quad V_{pa} = 0.279 \text{ m}^3/\text{Kg-clínter}$$

Expresando en metros cubicos por segundo.

Tenemos : (V'_{pa})

$V'_{pa} = 0.279 \times 7,500 \times 1/3,600$

$V'_{pa} = 0.581$ m³/s

Para determinar la altura de presión del ventilador se tiene en cuenta las pérdidas de carga a lo largo de los ductos, boquillas cónicas, regulador de caudal, codos. Cada una de estas piezas provoca una disminución de la presión estática. También el ventilador tiene que desarrollar una cierta presión dinámica que comunica para llegar a la velocidad deseada.

De acuerdo a recomendaciones para hornos rotatorios consideraremos la altura efectiva (H_{ve})

$$H_{\text{ve}} = 2,500 \text{ mm H}_2\text{O}$$

$$\text{Siendo: } \Gamma_a = 0.755 \text{ Kg/m}^3$$

Expresamos la altura efectiva en metros de aire a las condiciones :

$$P_a = 485 \text{ mm Hg.} \quad T_a = 40 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Siendo : } H_{\text{ve}} = 2,500 \text{ mm H}_2\text{O (2.5 mts H}_2\text{O)}$$

Reemplazando valores :

$$H_{\text{ve}} = \frac{2.5 \text{ mts. H}_2\text{O} \times 1,000 \text{ Kg/m}^3}{0.755 \text{ Kg/m}^3}$$

$$H_{\text{ve}} = 3,311.26 \text{ mts.}$$

La potencia aerodinámica (P_{ap}) expresado en KW es :

$$P_{\text{ap}} = \frac{V'_{\text{pa}} \Gamma_a H_{\text{ve}}}{102}$$

$$P_{\text{ap}} = \frac{0.581 \times 0.755 \times 3,311.26}{102}$$

$$P_{\text{ap}} = 14.24 \text{ KW (19.11 HP)}$$

Es necesario remarcar que estos tipos de ventiladores se calculan por lo general para un amplio rango de trabajo para nuestro caso seleccionamos un ventilador centrífugo de aletas rectas con velocidad variable del motor eléctrico con lo cual aseguramos que va a cumplir los requerimientos del sistema.

4.5.5.- Cálculo de las características del ventilador de gases.

El ventilador de gases es utilizado para la succión de gases del horno que van a ser expulsados al medio ambiente. También es comunmente conocido como "Ventilador de aire secundario" porque se relaciona con la parte de la función que cumple de hacer ingresar el aire secundario através de los enfriadores para la combustión.

El ventilador de gases tiene que cumplir los siguientes requerimientos :

El caudal de gases producidos por la combustión fue calculada en : 4.2.6.4. a las condiciones de salida : (V'_{gt}) .

$$V'_{gt} = 7.226 \text{ m}^3\text{-gases/Kg-clínker}$$

Expresando en metros cúbicos por segundo tenemos:

$$V'_{gt} = 7.226 \times 7,500 \times 1/3,600$$

$$V'_{gt} = 15.054 \text{ m}^3/\text{s}$$

La altura efectiva de presión suministrada por el ventilador es : (H_g)

$$H_g = H_{td} + H_{pp}$$

Siendo :

H_{td} = Altura de presión total en el lado de la descarga del ventilador. Usual para este tipo de instalaciones es : 50 mm H_2O .

H_{pp} = Altura de pérdidas de presión por efectos de rozamiento entre los gases en movimiento y las paredes de los ductos. También considera las pérdidas por cambio de dirección, cambio de secciones transversales.

El rango de estas pérdidas es de 50- 100 mm H₂O para hornos rotatorios de vía húmeda :
Consideraremos : H_{pp} = 100 mm H₂O

Reemplazando datos :

$$H_g = 50 + 100 \qquad H_g = 150 \text{ mm. H}_2\text{O}$$

El peso específico de los gases lo calculamos asumiendo una composición típica de los gases, expresado en porcentajes de los componentes en volumen :

$$\text{Anhidrido Carbónico : CO}_2 = 30.0 \%$$

$$\text{Oxígeno : O}_2 = 2.30 \%$$

$$\text{Nitrógeno : N}_2 = 67.70 \%$$

Obtenemos el peso específico de los gases (Γ_g)

Promediando el peso específico de los componentes expresado a condiciones normales :

$$\text{CO}_2 : 0.3 \times 1,976.8 = 0.593$$

$$\text{O}_2 : 0.023 \times 1.4290 = 0.033$$

$$\text{N}_2 : 0.677 \times 1.2507 = \underline{0.847}$$

$$1.473 \text{ Kg/m}^3 \text{ C.N.}$$

Expresamos el peso específico a las condiciones de salida de los gases del horno (Γ_g)

$$P_g = 485 \text{ mm H}_g \qquad T_g = 150 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Siendo } \Gamma_g = 0.607 \text{ Kg/m}^3$$

Expresamos la altura efectiva en metros de aire a las condiciones de salida (H_{vg})

$$0.150 \text{ m H}_2\text{O} \quad 1,000 \text{ Kg/m}^3$$

$$H_{vg} = \frac{\text{-----}}{0.607 \text{ Kg/m}^3}$$

$$H_{vg} = 247.12 \text{ mts.}$$

La potencia aerodinamica (P_{ag}) expresada en KW es:

$$P_{ag} = \frac{V'_{gt} \Gamma_g H_{vg}}{\text{-----}}$$

$$P_{\text{ag}} = \frac{15.054 \times 0.607 \times 247.12}{102}$$
$$P_{\text{ag}} = 22.14 \text{ KW (29.69 HP)}$$

Es importante remarcar que lo aconsejable es que el ventilador de gases sirva para un amplio rango de trabajo que como veremos más adelante para hornos rotatorios de producción de clínker la operación depende de varios factores entre los cuales se encuentra la óptima operación del referido ventilador.

Seleccionamos un ventilador centrifugo con álabes rectos. Para conseguir las condiciones óptimas de operación instalaremos un regulador de caudal en el lado de succión del ventilador.

4.5.6.- Selección de la cámara de humos.

La cámara de humos es una parte del horno rotatorio que se encuentra instalada entre el ventilador de gases y la parte inicial de la virola del horno cumpliendo las siguientes funciones:

- Dispositivo de transmisión y en nuestro caso de sección del paso de los gases hacia la succión del ventilador de gases.
- Por tratarse de un dispositivo fijo permite ser el soporte del dispositivo de cierre con la virola del horno. También sirve de soporte al sistema de alimentación de pasta de horno.
- En la cámara de humos se produce en parte la precipitación del polvo que contiene los gases a la salida del horno, por lo que debe

estar provisto de un mecanismo de evacuación del polvo hacia el exterior no permitiendo la acumulación en exceso del polvo. Es usual instalar en la parte inferior de la cámara de humos un transportador helicoidal para tal finalidad.

El material a usarse para su fabricación es en plancha de acero comercial SAE 1020, siendo necesario proteger la parte interior con ladrillos de calidad idem a la utilizado en la zona de secado.

4.5.7.- Cálculo de la chimenea

Para calcular las dimensiones principales de la chimenea, es decir, altura y diámetro utilizaremos un procedimiento de cálculo recomendado por Tyler G. (1).

Primeramente efectuaremos los cálculos para las condiciones normales de presión atmosférica y luego corregimos para las condiciones ambientales: La altura de la chimenea en metros es :

$$S_n = 29.14 \frac{d_m}{P_{atm} k}$$

Siendo :

S_n = Altura de la chimenea en metros

d_m = Tiro de la chimenea en pascal

P_{atm} = Presión atmosférica en pascal.

$$k = \frac{1}{T_o} - \frac{1}{T_{gm}}$$

T_o = Temperatura del aire a condiciones ambientales en °K.

T_{gm} = Temperatura media del gas en la

(1) Tyler G. Hicks : Manual práctico de cálculos de ingeniería (1,981).

chimenea en °K

Siendo :

$$T_{gm} = \frac{T_{ga} + T_{gs}}{2}$$

T_{ga} = Temperatura del gas al ingreso a la chimenea en °K

T_{gs} = Temperatura del gas a la salida de la chimenea en °K

Reemplazando valores :

$d_p = 60 \text{ Pa}$ (Asumido)

$P_{atm} = 760 \text{ mm Hg}$ (1201.308 Pa)

$T_a = 10 \text{ °C}$ (283 °K)

$T_{ga} = 150 \text{ °C}$ (423 °K)

$T_{gs} = 100 \text{ °C}$ (373 °K) Para chimeneas es usual considerar una diferencia en el orden de 50° a 100°K entre la entrada y la salida.

$$T_{gm} = \frac{423 + 373}{2} \quad T_{gm} = 398 \text{ °K}$$

$$K = \frac{1}{283} - \frac{1}{398}$$

$$S_n = 29.14 \frac{60}{101.3208 \left(\frac{1}{283} - \frac{1}{398} \right)}$$

$S_n = 16.90 \text{ mts.}$

Corrigiendo la altura para nuestras condiciones ambientales de presión atmosférica

tenemos:

$$S'_n = S_n \frac{P_{cn}}{P_o}$$

Siendo :

S'_n = Altura de la chimenea corregida en mts.

P_o = Presión atmosférica local en Pascal.

Reemplazando :

$$P_o = 485 \text{ mm Hg (64.651 Pa)}$$

$$101.308$$

$$S'_n = 16.90 \frac{\quad}{64.651}$$

$$S'_n = 26.48 \text{ mts.}$$

El diámetro de la chimenea a las condiciones normales esta dado por :

$$d_s = 21.7 \sqrt{\frac{W_g T_{gm}}{V_g D_g P_{cn}}}$$

Siendo :

d_s = Diámetro de la chimenea a C.N. en mts.

W_g = Caudal de los gases en la chimenea en Kg/s.

V_g = Velocidad de los gases en la chimenea en m/s.

T_g = Peso específico de los gases en Kg/m³ a temperatura promedio

Reemplazando valores :

El caudal de gases en la chimenea lo obtendremos de : 4.2.6.4.

$$M_{gt} = 3.541 \text{ Kg-gases/Kg-clinker.}$$

Expresando en Kg-g/s tenemos :

$$M_{gt} = 3.541 \times 7,500 \times 1/3,600$$

$$M_{gt} = 7.377 \text{ Kg-g/s}$$

Para efectos de cálculos incrementaremos el caudal de los gases hasta un 50 % del teórico.

$$W_g = 1.5 \times 7.377 \quad W_g = 11.07 \text{ Kg/s.}$$

$$T_{g,m} = 398 \text{ K} \quad v_g = 6 \text{ m/s (asumido)}$$

$$\rho_g = 1.010 \text{ Kg/m}^3 \text{ (Para una temperatura de los gases de } 125 \text{ }^\circ\text{C)}$$

$$P_{atm} = 760 \text{ mm Hg (} 101.308 \text{ Pa)}$$

$$11.07 \times 398$$

$$d_m = 21.7 \frac{11.07 \times 398}{6 \times 1.010 \times 101.308}$$

$$d_m = 1.84 \text{ mts. a C.N.}$$

Corrigiendo para las condiciones ambientales de presión tenemos :

$$d_s = \left(\frac{P_{atm}}{P_o} \right)^{0.4}$$

Siendo : d'_m = Diámetro de la chimenea corregida para las condiciones ambientales en mts.

$$d_o = 1.84 \left(\frac{101.308}{64.651} \right)^{0.4}$$

$$d'_m = 2.20 \text{ mts.}$$

El material a usarse para su fabricación es en plancha de acero comercial SAE 1020 siendo necesario proteger la parte interior de la chimenea con revestimiento refractario con ladrillos de calidad idem a las utilizados en la zona de secado, con un espesor de ladrillos de : 114 mm.

Por lo tanto, el diámetro de la chimenea calculado de 2.20 mts. debe tomarse como el diámetro interior.

4.5.8.- Selección de los cierres extremos del horno. En sus dos extremos del horno propiamente dicho se disponen de dispositivos para cierre estanco en las uniones con otras secciones del proceso, para evitar el acceso de aire del ambiente al horno rotatorio.

La depresión en el extremo caliente del horno es de unos 2 - 3 mm. de columna de agua y en el extremo frío de 25 a 30 mm de columna de agua.

El cierre estanco en el extremo frío tiene por objeto :

Evitar el aumento de cantidad de gases de salida del horno, debido a la introducción de aire exterior. La aspiración de ese aire supone mayor energía invertida en el ventilador de gases del horno.

Para nuestro caso de un horno de vía húmeda con gases de salida con temperatura relativamente reducidas el aire del ambiente puede significar que aquellas desciendan hasta el punto de rocío, con lo cual se produciría condensación de los gases desalida.

En el extremo caliente del horno, el aire falso ocasiona desplazamiento del aire secundario caliente procedente del enfriador. La presencia de aire del ambiente implica su calefacción, hasta la temperatura final de los gases, lo que ocasiona pérdida de calor. Hay gran número de modelos de cierres estancos contruidos por las distintas empresas fabricantes de hornos para la industria del cemento.

En el plano N^o 3 presentamos los cierres extremos del horno con sus detalles correspondientes.

4.6.- Cálculo y diseño de los componentes principales del horno rotativo.

4.6.1.- Diseño de la virola

La virola ó casco del horno rotativo es un tubo cilíndrico en plancha de acero sobre la cual se montan los componentes.

En primer término vamos a calcular las cargas actuantes que soporta la virola del horno. Para un mejor ordenamiento de los cálculos dividimos las cargas en :

I).- Cargas muertas

- a.- Peso propio de la virola.
- b.- Peso del revestimiento refractario.
- c.- Peso de los tubos enfriadores.
- d.- Peso de la formación de costra.
- e.- Peso de la zona de cadenas.
- f.- Peso de las llantas de rodadura.
- g.- Peso del engranaje.

II).- Cargas vivas :

- a.- Peso del material en proceso
- b.- Reacciones en el engranaje.
- c.- Torque para mover el horno.

También es necesario anotar que el movimiento de rotación del horno determina que los esfuerzos producidos sean del tipo variable. En lo referente a las temperaturas a que está expuesta la virola en sus diferentes zonas consideraremos los esfuerzos de origen térmico.

4.6.1.1.-Cálculo de las carcasas muertas.

4.6.1.1.1.-Peso propio de la virola

Para calcular el peso propio de la virola tenemos que asumir un valor del espesor de la virola. Tal como se ha considerado anteriormente el diámetro interior de la virola del horno es constante. En lo referente al espesor de la virola es típico proceder a reforzarla en las partes de los apoyos denominados llantas de rodadura. Consideraremos el espesor de la virola en el sector de apoyo de las llantas el triple del espesor normal considerado y también en el sector de la transmisión en una longitud de un diámetro del horno.

Es necesario indicar en esta parte que consideramos 6 apoyos en atención a la longitud del horno. También es necesario remarcar que hemos adoptado no considerar la parte correspondiente a los enfriadores en voladizo muy usual en estos tipos de hornos rotatorios, por cuanto de la experiencia de operación en estos casos el referido tramo de la virola está sometido a grandes sollicitaciones de cargas y a la vez corresponde a la parte del horno donde se produce la salida del clínker, es donde se localiza la sección crítica del horno y por ende la posibilidad de falla de la virola.

El peso de la plancha de acero de la virola asumiremos para esta parte el tipo de acero en AISI que posteriormen-

te procederemos a chequear. Expresando el peso de la virola por unidad de longitud tenemos :

$$W_1 = \frac{\pi [(D + 2e_v)^2 - D^2] \tau_{ac}}{4}$$

Siendo :

W_1 = Peso de la virola por unidad de longitud del horno en Kg/m.

D = Diámetro interior de la virola en mts.

e_v = Espesor de la plancha de la virola en mts.

τ_{ac} = Peso específico de la plancha de acero en Kg/m³

Reemplazando valores

$$e_v = 3/4" (0.01905 \text{ m})$$

$$D = 2.6 \text{ m}$$

$$\tau_{ac} = 7,850 \text{ Kg/m}^3$$

$$W_1 = \frac{\pi [(2.6 + 2 \times 0.01905)^2 - 2.6^2] \cdot 7,850}{4}$$

$$W_1 = 1,230.43 \text{ Kg/m.}$$

En lo referente a los tramos de virolas correspondientes a los apoyos de las llantas y en la zona de transmisión tenemos :

Siendo :

W'_1 = Peso de la virola en los tramos de los apoyos de las llantas por unidad de longitud del horno en Kg/m.

Considerando : $e_v = 2 \ 1/4" (0.05715 \text{ m})$

$$W'_1 = \frac{\pi [(2.6 + 2 \times 0.05715)^2 - 2.6^2] \cdot 7,850}{4}$$

$$W'_1 = 3,745.00 \text{ Kg/m}$$

4.6.1.1.2.-Peso del revestimiento refractario

El peso del revestimiento refractario es calculado por la expresión :

$$W_2 = \frac{\pi [D^2 - (D-2e_r)^2]}{4} \tau_r$$

Siendo :

W_2 = Peso del revestimiento refractario por unidad de longitud del horno en Kg/m.

D = Diámetro interior de la virola en mts.

e_r = Espesor del revestimiento refractario en mts.

τ_r = Peso específico del refractario en Kg/m³

Aplicando la expresión para las zonas en que se ha dividido el horno para efectos del estudio del revestimiento refractario tomamos los datos obtenidos en el punto : 4.4.3.1.1. Tabla 10.

Reemplazando valores :

Para la zona VI "Zona de secado"

Long = 23.40 m.

$e_r = 0.110$ m. $\tau_r = 2,200$ Kg/m³

$$W_{v12} = \frac{\pi [2.6^2 - (2.6 - 2 \times 0.110)^2]}{4} \cdot 2,200$$

$W_{v12} = 1,893.06$ Kg/m

Para la zona V "Zona de precalentamiento y de calcinación" Long = 33.80 m.

$$W_{v2} = \frac{\pi [2.6^2 - (2.6 - 2 \times 0.160)^2]}{4} \cdot 1,400$$

$W_{v2} = 1,717.07$ Kg/m

Para la zona IV "Zona de transición 2"
 Long = 5.20 m

$$W^{\pm \vee}_m = \frac{\pi [2.6^2 - (2.6 - 2 \times 0.160)^2]}{4} \quad 2,600$$

$$W^{\pm \vee}_m = 3,188.84 \text{ Kg/m.}$$

Para la zona III "Zona de transición 1
 y de sinterización" Long = 14.686 m

$$W^{\pm \pm \pm}_m = \frac{\pi [2.6^2 - (2.6 - 2 \times 0.160)^2]}{4} \quad 2,950$$

$$W^{\pm \pm \pm}_m = 3,618.11 \text{ Kg/m.}$$

Para la zona II "Tramo de la zona de
 enfriamiento" Long = 3.474 m.

Consideraremos un espesor de ladrillo
 refractario promedio : $e_r = 0.250 \text{ m.}$

$$W^{\pm \pm}_m = \frac{\pi [2.6^2 - (2.6 - 2 \times 0.250)^2]}{4} \quad 2,800$$

$$W^{\pm \pm}_m = 5,167.92 \text{ Kg/m}$$

Para la zona I "Tramo de la zona de
 enfriamiento "

Long. = 2.00 m (parte tronco cónica)

6,500 Kg

$$W^{\pm}_m = \frac{6,500 \text{ Kg}}{2.00 \text{ m}} \quad W^{\pm}_m = 3,250 \text{ Kg/m}$$

4.6.1.1.3. Peso de los tubos enfriadores.

El peso de los tubos enfriadores fue
 calculado en el punto : 4.5.3.3. Efec-
 tuaremos las siguientes consideracio-
 nes:

a).- Para el tramo en forma de codo, que corresponde a la conexión entre la virola y el tubo enfriador propiamente dicho. El referido codo con sus placas protectoras consideraremos como carga distribuida.

Denominando :

$$W'_{\alpha} = \frac{N_e W_c}{L_c}$$

Siendo :

N_e = Número de tubos enfriadores

W_c = Peso de un codo en Kg.

L_c = Long. de la zona en mts.

W'_{α} = Carga distribuida por el codo en Kg/m.

$$10 \times 965$$

$$W'_{\alpha} = \frac{\quad}{0.64} \quad W'_{\alpha} = 15,078.13 \text{ Kg/m}$$

b).- Para el tramo del tubo enfriador propiamente dicho con sus placas protectoras y revestimiento refractario. Consideraremos como carga distribuida.

Denominando :

$$W_{\beta} = \frac{N_e W_{te}}{L_{te}}$$

Siendo :

W_{β} = Peso de los tubos enfriadores por unidad de longitud en Kg/m

$$10 \times 3,352$$

$$W_{\beta} = \frac{\quad}{5.80} \quad W_{\beta} = 5,779.31 \text{ Kg/m}$$

4.6.1.1.4.-Peso de la formación de costra.

Es necesario para una duración normal del revestimiento refractario, la formación de costra en forma de una capa sobre el refractario que proteja de las fuertes temperaturas y del ataque químico.

Su formación depende de la composición del crudo que es alimentado al horno y de la condiciones mecánicas.

Para efectos del cálculo de las cargas debido a la formación de costra consideraremos que estas cargas actúan en un tramo del horno correspondiente a las zonas de transición N^o 1; 2 y sinterización, en la FIG. N^o 8 corresponde a los designados con III y IV en una long = 19.886 m.

El peso de la formación de costra está dado por la expresión :

$$W_4 = \frac{\pi [D'^2_1 - (D'_1 - 2e_c)^2]}{4} \tau_c$$

Siendo :

W_4 = Peso de la formación de costra por unidad de longitud del horno en Kg/m.

D'_1 Diámetro interior del horno considerando el revestimiento refractario en mts.

e_c = Espesor de la costra en mts.

τ_c = Peso específico de la costra en Kg/m³

Siendo :

$$D'_1 = D - 2e_r$$

Reemplazando valores :

$$D'1 = 2.6 - 2 \times 0.160$$

$$D'1 = 2.28 \text{ mts.}$$

$$ec = 0.075 \text{ mts. (Valor promedio asumido)}$$

$$\gamma_c = 1,400 \text{ Kg/m}^3 \text{ (Consideramos ligeramente superior al peso específico del clinker)}$$

$$W_a = \frac{2.282 - (2.28 - 2 \times 0.075)^2}{4} \times 1,400$$

$$W_a = 727.36 \text{ Kg/m}$$

4.6.1.1.5. - Peso de la zona de cadenas

La zona de cadenas de conformidad a lo expresado en el punto : 4.3.1. lo hemos dividido en dos secciones : cadenas cortinas y cadenas guirnaldas.

- Peso de las cadenas cortinas :

Denominando :

w_c = Peso de las cadenas cortinas por unidad de longitud del horno en Kg/m.

w_e = Peso total de las cadenas cortinas en Kg.

L_e = Longitud de influencia de la zona de cadenas cortinas en mts.

Se cumple :

$$w_c = \frac{w_e}{L_e}$$

Reemplazando valores :

$$w_e = 4,086.39 \text{ Kg.}$$

$$L_e = 4.68 + 0.70$$

$$= 5.38 \text{ mts. (corresponde al espaciamiento entre las 10}$$

secciones circunferenciales y la distancia entre las secciones de cadenas cortinas y guirnaldas)
4,086.39

$$w_c = \frac{\quad}{5.38} \quad w_c = 759.55 \text{ Kg/m}$$

- Peso de las cadenas guirnaldas ;

Denominado :

w_g = Peso de las cadenas guirnaldas por unidad de longitud del horno en kg/m

w_g = Peso total de las cadenas guirnaldas en Kg.

L_g = Longitud de la zona de cadenas guirnaldas en mts.

Se cumple :

$$w_g = \frac{w_g}{L_g}$$

Reemplazando valores :

$$w_g = 12,830.40 \text{ Kg} \quad L_g = 15.25 \text{ mts.}$$

$$w_g = \frac{12,830.40}{15.2} \quad w_g = 841.34 \text{ Kg/m}$$

- En la zona de cadenas debemos considerar también el peso de las planchas protectoras de los ladrillos.

Denominando :

w_p = Peso de las planchas protectoras por unidad de longitud del horno en Kg/m.

D'_1 = Diámetro interior del horno considerando el revestimiento refractario en mts.

e_{pp} = Espesor de la plancha protectora
en mts.

Se cumple :

$$w_p = \frac{\pi [(D'_1 + 2e_{pp})^2 - D'^2_1]}{4}$$

Reemplazando valores :

$$D'_1 = 2.38 \text{ m} \quad e_{pp} = 0.0079375 \text{ m} (5/16")$$

$$w_p = \frac{\pi [(2.38 + 2 \times 0.0079375)^2 - 2.38^2]}{4}$$

$$w_p = 467.44 \text{ Kg/m.}$$

4.6.1.1.6. - Peso de las llantas de rodadura.

Denominando :

ϕ_i = Diámetro interior de la llanta en
mts

ϕ_e = Diámetro exterior de la llanta en
mts.

B_{11} = Ancho de la llanta en mts.

τ_{11} = Peso específico del acero fundido
para llanta en Kg/m^3

W_{11} = Peso de la llanta en Kg.

Se cumple :

$$W_{11} = \frac{\pi (\phi_e^2 - \phi_i^2) B_{11}}{4} \tau_{11}$$

Considerando un huelgo entre la virola
y la llanta de : 0.004 m. tenemos :

$$\phi_i = 2.714 + 2 \times 0.004$$

$$\phi_i = 2.722 \text{ mts.}$$

Tomando un espesor de llanta de: 0.175 m
tenemos :

$$\phi_e = 2.722 + 2 \times 0.175$$

$$\phi_e = 3.072 \text{ mts.}$$

$\tau_{11} = 7,250 \text{ Kg/m}^3$ (Para material de
acero fundido del tipo DIN GS)

Reemplazando valores :

$B_{11} = 0.550 \text{ m}$ (Asumido)

$$W_{11} = \frac{\pi(3.072^2 - 2.722^2)0.550}{4} \cdot 7,250$$

$W_{11} = 6,350.93 \text{ Kg.}$ redondeando :

$W_{11} = 6.40 \text{ TM.}$

4.6.1.1.7.- Peso del engranaje

El peso del engranaje que se encuentra montado en la virola del horno consideraremos como carga centrada y estimaremos un peso :

$W_e = 8,300 \text{ Kg.}$ $W_e = 8.30 \text{ TM.}$

4.6.1.2.- Cálculo de las cargas vivas.

4.6.1.2.1.- Peso del material en proceso.

Utilizando la definición de grado de llenado calculado en 4.1.3. tenemos la siguiente relación :

$$G_{11} = \frac{A_b}{A_1} \cdot 100 \quad (1)$$

Siendo :

G_{11} = Grado de llenado en %

A_b = Area transversal ocupada por el material dentro del horno en m^2

A_1 = Area transversal libre del horno en m^2 consideraremos un diámetro libre medio de : 2.2 mts.

El área ocupada por el material obtenemos despejando de (1)

Reemplazando valores :

$$A_b = \frac{\pi 2.2^2 \cdot 12}{4 \cdot 100} = 0.456 \text{ m}^2$$

El peso del material en proceso está dado por la expresión :

$$w_{c1} = A_b \tau_{c1}$$

Siendo :

w_{c1} = Peso específico por unidad de longitud del horno en Kg/m.

τ_{c1} = Peso específico del clinker en Kg/m³

Reemplazando valores :

$$\tau_{c1} = 1,350 \text{ Kg/m}^3 \text{ (Valor promedio más desfavorable)}$$

$$w_{c1} = 0.456 \times 1,350$$

$$w_{c1} = 615.60 \text{ Kg/m}$$

4.6.1.2.2.-Reacciones en el engranaje.

Para una primera aproximación del cálculo de la potencia requerida para accionar el horno podemos utilizar los valores de la relación del volumen del horno a la potencia requerida para el caso de hornos rotatorios por vía húmeda de acuerdo a W. Duda (1) esta relación está entre los límites de 5.0 - 6.3 m³/KW.

Se cumple :

$$\beta = \frac{V_r}{P_r}$$

Siendo :

β =Relación entre el volumen del horno a la potencia requerida en m³/KW.

(1) Duda, W: Manual tecnológico del cemento (1,977)Pág. 205.

V_m = Volumen del horno considerando el diámetro interior de la virola en m^3

P_r = Potencia requerida para accionar el horno en KW.

Reemplazando para $\beta = 5.65 m^3/KW$ obtenemos P_r

$$\frac{\pi (2.6)^2}{4} = 88.20$$

$$P_r = \frac{88.20}{5.65} \quad P_r = 82.88 \text{ KW}$$

El torque referido al engranaje está dado por:

$$T = \frac{973.60 P_r}{N}$$

Siendo :

T = Torque en el engranaje que se encuentra en la virola en Kg-m.

N = Velocidad angular en revoluciones por minuto (RPM)

Reemplazando para N = 1.19 RPM calculado en:

4.1.4. tenemos :

$$T = \frac{973.60 \times 82.88}{1.19} \quad T = 67,808.38 \text{ Kg-m}$$

En la FIG. 13 muestra las fuerzas actuantes en el engranaje (a); por conveniencia y secuencia de los cálculos consideraremos las fuerzas actuantes en el punto : e

La fuerza tangencial en el engranaje es :

$$F_t = \frac{T}{D_g}$$

Siendo :

F_t = Fuerza tangencial en Kg.

T = Torque en Kg-m

D_{g1} = Diámetro de paso del engranaje en mts.

Se cumple :

$$D_{g1} = m z_{g1}$$

Siendo :

m = Módulo

z_{g1} = Número de dientes del engranaje

Reemplazando valores :

$$m = 36$$

$$z_{g1} = 112$$

Tenemos :

$$D_{g1} = 36 \times 112$$

$$D_{g1} = 4032 \text{ mm}$$

La fuerza tangencial es :

$$67,808.38$$

$$F_t = \frac{67,808.38}{\frac{4,032}{2}} \quad F_t = 33,635.11 \text{ Kg}$$

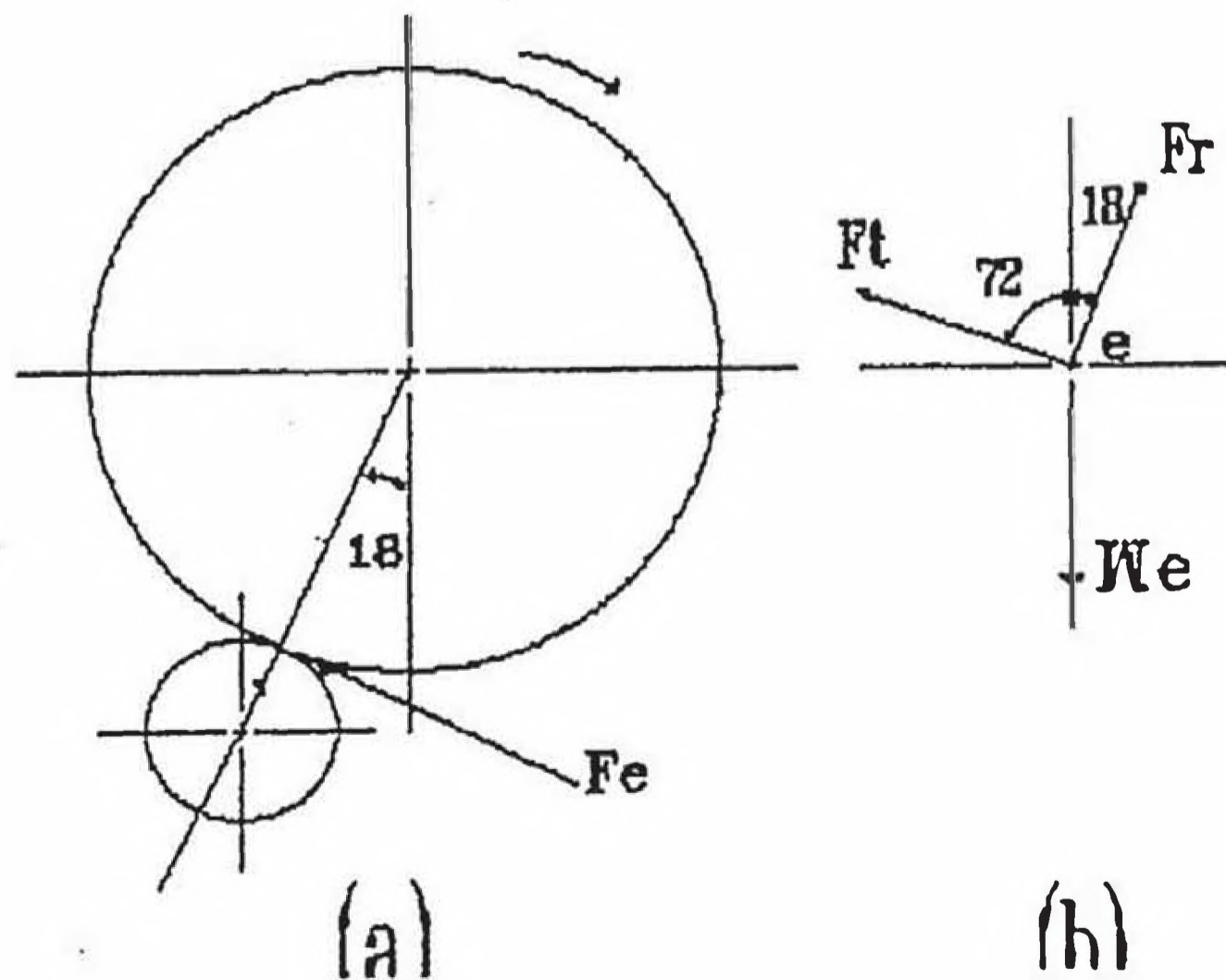


FIG. 13 FUERZAS ACTUANTES EN EL ENGRANAJE

En un engranaje de dientes rectos la carga radial es calculada por :

$$F_r = F_t \cdot \tan \theta$$

Siendo :

F_r = Fuerza radial en Kg.

θ = Angulo de presión en grados sexagesimales.

Reemplazando para :

$$\theta = 20^\circ$$

Tenemos :

$$F_r = 33,635.11 \times \tan 20^\circ \quad F_r = 12,242.18 \text{ Kg}$$

Trasladando las fuerzas tangencial y radial a los ejes horizontal y vertical tenemos :

$$F_{v_w} = F_t \cos 72^\circ + F_r \cos 18^\circ - W_w$$

$$F_{h_w} = F_t \sin 72^\circ - F_r \sin 18^\circ$$

Reemplazando valores :

$$F_{v_w} = 33,635.11(\cos 72^\circ) + 12,242.18 (\cos 18^\circ) - 8,300$$

$$F_v = 13,736.83 \text{ Kg.}$$

$$F_{h_w} = 33,635.11(\sin 72^\circ) - 12,242.18(\sin 18^\circ)$$

$$F_{h_w} = 28,205.85 \text{ Kg.}$$

4.6.1.2.3. Torque para mover el horno.-

El torque para mover el horno fue calculado en 4.6.1.2.2. este torque está conformado por :

a).- Torque para mover la carga dentro del Horno (T_c) consume el 85% aprox. del torque total.

b).- Torque para vencer la fricción de los polines (T_f) consume el 15 % aprox. del torque total.

Reemplazando para el valor del torque total calculado : $T = 67,808.38 \text{ Kg-m}$

Obtenemos :

$$T_{\perp} = 0.85 \times 67,808.38$$

$$T_{\perp} = 57,637.12 \text{ Kg-m}$$

$$T_{\parallel} = 0.15 \times 67,808.38$$

$$T_{\parallel} = 10,171.26 \text{ Kg-m.}$$

4.6.1.3 .- Resumen de las cargas actuantes en el horno

En la tabla Nº 11 presentamos el resumen de las cargas actuantes en el horno indicando que los valores presentados entre paréntesis corresponden al redondeo efectuado.

4.6.1.4 .- Diagrama de cuerpo del horno.

Efectuamos la sumatoria de las cargas actuantes a lo largo del horno con las siguientes consideraciones :

- El horno rotatorio considerado como viga, simplemente apoyada.
- La carga distribuida consideramos la de mayor magnitud para los tramos entre apoyos y para la aplicación de los métodos de cálculo de las vigas hacemos que la magnitud de las cargas distribuidas sean de igual magnitud para cada tramo considerado.

4.6.1.4.1.-Diagrama de cuerpo libre del horno en el plano vertical.-

Con las cargas del horno calculadas en 4.6.1.1.; 4.6.1.2. y las consideraciones efectuadas en la sección anterior construimos el diagrama de cuerpo libre del horno referido al plano vertical. En la FIG. 14 representamos el resultado de la sumatoria de fuerzas y las

TABLA 11. RESUMEN DE LAS CARGAS ACTUANTES EN EL HORNO.

TIPO DE CARGA	DENOMINACION	MAGNITUD
CARGAS MUERTAS	Peso propio de la virola	$W_1 = 1,230.43 \text{ Kg/m}$ (1.23 TM/m) $W'_1 = 3,745.00 \text{ Kg/m}$ (3.75 TM/m)
	Peso del revestimiento refractario.	$W^{V1}_2 = 1,893.06 \text{ Kg/m.}$ (1.89 TM/m) $W^V_2 = 1,717.07 \text{ Kg/m}$ (1.72 TM/m) $W^{IV}_2 = 3,188.84 \text{ Kg/m}$ (3.19 TM/m) $W^{III}_3 = 3,618.11 \text{ Kg/m}$ (3.62 TM/m) $W^{II}_2 = 5,167.92 \text{ Kg/m}$ (5.17 TM/m) $W^I_2 = 3,250.00 \text{ Kg/m}$ (3.25 TM/m)
	Peso de los tubos enfriadores	$W'_3 = 15,078.13 \text{ Kg/m}$ (15.08 TM/m) $W_3 = 5,779.31 \text{ Kg/m}$ (5.78 TM/m)
	Peso de la formacion de costra	$W_4 = 727.36 \text{ Kg/m}$ (0.73 TM/m)
	Peso de la zona de cadenas	$W_r = 759.55 \text{ Kg/m}$ (0.76 TM/m) $W_6 = 841.34 \text{ Kg/m}$ (0.84 TM/m) $W_p = 467.44 \text{ Kg/m}$ (0.47 TM/m)
	Peso de las llantas de rodadura	$W_{11} = 6,350.93 \text{ Kg}$ (6.40 TM)
	Peso del engranaje	$W_6 = 8,300 \text{ Kg}$ (8.30 TM)
	CARGAS VIVAS	Peso del material en proceso
Reacciones en el engranaje		$F_{HE} = 28,205.85 \text{ Kg.}$ (28.21 TM) $F_{VE} = 13,736.83 \text{ Kg.}$ (13.74 TM)
Torque para mover el horno		$T = 67,808.38 \text{ Kg-m}$ $T_c = 57,637.12 \text{ Kg-m}$ $T_f = 10,171.26 \text{ Kg-m}$

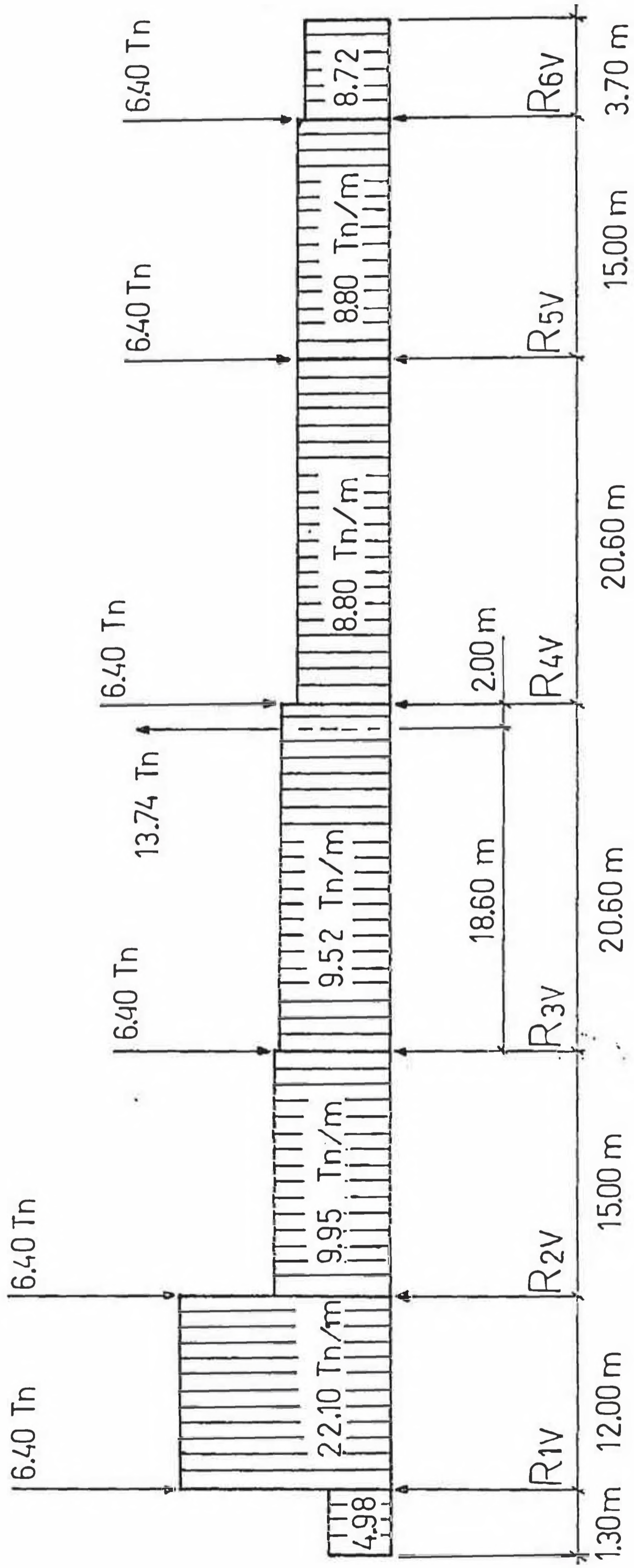


FIG.14 DIAGRAMA DE CUERPO LIBRE DEL HORNO EN EL PLANO VERTICAL

modificaciones introducidas para obtener el diagrama de cuerpos libre del horno en el plano vertical.

Para resolver el sistema utilizamos un programa de cómputo denominado "Integrando Sistemas" encontramos los momentos flectores y las reacciones.

El programa nos da lo siguiente :

"Integrando Sistemas"

Case --> (Dead load)

Joint loads

<u>Joint</u>	<u>Vert. F</u>	<u>Moment</u>
1	6400	0
2	6400	0
3	6400	0
4	6400	0
5	6400	0
6	6400	0

Group # 1 Vertical Loads

Dist. Loads : 1 # Point Loads : 0

<u>Order #</u>	<u>Init W</u>	<u>Final W</u>	<u>Init X</u>	<u>Final X</u>
1	4980	4980	0	1.3

Group # 2 Vertical Loads

Dist. Loads : 1 # Point Loads : 0

<u>Order #</u>	<u>Init W</u>	<u>Final W</u>	<u>Init X</u>	<u>Final X</u>	<u>PointXF</u>
1	22100	22100	0	12	

Group # 3 Vertical Loads

Dist. Loads : 1 # Point Loads : 0

<u>Order #</u>	<u>Init W</u>	<u>Final W</u>	<u>Init X</u>	<u>Final X</u>	<u>PointXF</u>
1	9950	9950	0	15	

Group # 4 Vertical Loads

Dist. Loads : 1 # Point Loads : 0

<u>Order #</u>	<u>Init W</u>	<u>Final W</u>	<u>Init X</u>	<u>Final X</u>	<u>PointXF</u>
1	9520	9520	0	20.6	18.6-13740

Group # 5 Vertical Loads

Dist. Loads : 1 # Point Loads : 0

<u>Order #</u>	<u>Init.W</u>	<u>Final W</u>	<u>Init.X</u>	<u>Final X</u>	<u>PointXF</u>
1	8800	8800	0	20.6	

Group # 6 Vertical Loads

Dist. Load : 1 # Point Loads : 0

<u>Order #</u>	<u>Init.W</u>	<u>Final W</u>	<u>Init.X</u>	<u>Final X</u>	<u>PointXF</u>
1	8800	8800	0	15	

Group # 7 Vertical Loads

Dist. Loads : 1 # Point Loads : 0

<u>Order #</u>	<u>Init.W</u>	<u>Final.W</u>	<u>Init.X</u>	<u>Final X</u>	<u>PointXF</u>
1	8720	8720	0	3.7	

Member fixed end - Actions

<u>Member</u>	<u>End</u>	<u>Ax</u>	<u>Shear Fia</u>	<u>Moment</u>
0	0	0	3237	- 701
	1	0	- 3237	- 701
1	1	0	132600	-265200
	2	0	-132600	-265200
2	2	0	74625	-186563
	3	0	- 74625	-186563
3	3	0	97693	-334250
	4	0	- 84679	-314256
4	4	0	90640	-311197
	5	0	- 90640	-311197
5	5	0	66000	-165000
	6	0	- 66000	-165000
6	6	0	16132	- 9948
	7	0	- 16132	- 9948

Member end - Actions

<u>Member</u>	<u>End</u>	<u>Axial F</u>	<u>Shear F</u>	<u>Moment</u>
0	0	0	- 1	0
	1	0	- 6475	- 4207
1	1	0	111044	- 4207

	2	0	-154156	-262881
2	2	0	75722	-262881
	3	0	73528	-246432
3	3	0	91834	-246431
	4	0	90538	-347134
4	4	0	94802	-347134
	5	0	86477	-261386
5	5	0	79447	-261386
	6	0	- 52553	59688
	6	0	32264	59688
	7	0	0	0

Support - Action

<u>Joint</u>	Horiz. F	Vert.F	Moment
0	0	0	0
1	0	123918	0
2	0	236278	0
3	0	171762	0
4	0	191741	0
5	0	172324	0
6	0	91218	0
7	0	0	0

De acuerdo a los resultados obtenidos podemos construir los diagramas de fuerzas cortantes, momentos flectores y torque. Presentamos en la FIG.17 los indicados diagramas :

4.6.1.4.2.-Diagrama de cuerpo libre del horno en el plano horizontal.

Utilizando el programa de computo denominado "Integrando sistemas" haciendo referencia a la FIG.15 donde presentamos el diagrama de cuerpo libre en el plano horizontal encontramos los momentos flectores y las reacciones. El programa nos da lo siguiente :

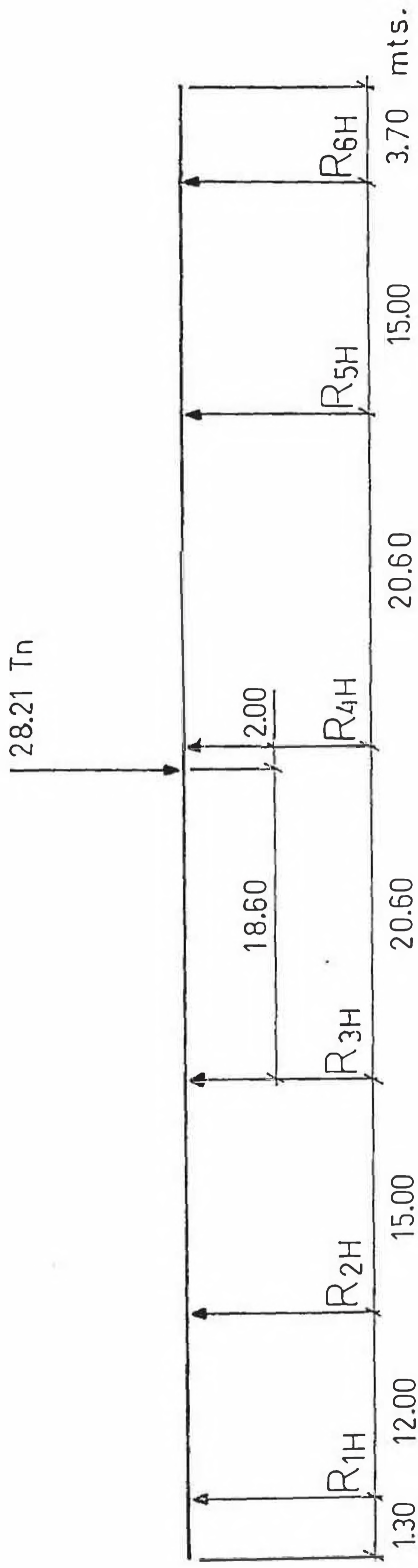


FIG. 15 DIAGRAMA DE CUERPO LIBRE DEL HORNO EN EL PLANO HORIZONTAL

"Integrando Sistemas"

Case —> (Dead Load)

Group # 1

Dist. Loads : 0 # Point Loads : 1

Order # Init.W Final W Init.X Final X Point X P
 18:6 28.210

Member fixed end - Actions

<u>Member</u>	<u>End</u>	<u>Axial F</u>	<u>Shear F</u>	<u>Moment</u>
4	4	0	746	- 4946
	5	0	-27464	-45997

Member and Actions

<u>Member</u>	<u>end</u>	<u>Axial F</u>	<u>Shear F</u>	<u>Moment</u>
0	0	0	0	0
	1	0	0	0
1	1	0	231	0
	2	0	231	2770
2	2	0	-850	2770
	3	0	-850	-9973
3	3	0	2085	-9973
	4	0	-26125	-23437
4	4	0	1467	-23437
	5	0	1467	6781
5	5	0	-452	6781
	6	0	-452	0
6	6	0	0	0
	7	0	0	0

Support - Actions

<u>Joint #</u>	<u>Horiz.F.</u>	<u>Vert.F</u>	<u>Moment</u>
0	0	0	0
1	0	231	0
2	0	- 1080	0
3	0	2935	0
4	0	27592	0
5	0	- 1919	0
6	0	452	0
7	0	0	0

En la FIG. 17 presentamos los diagramas de fuerzas cortantes, momentos flectores y torque referido al plano horizontal.

Tenemos que precisar que tanto para los diagramas vertical y horizontal utilizamos las siguientes relaciones :

- En el diagrama de fuerzas cortantes utilizamos las siguientes relaciones para ubicar los puntos donde las fuerzas cortantes son cero y los momentos flectores son máximos. En la FIG. 16 presentamos el caso antes descrito :

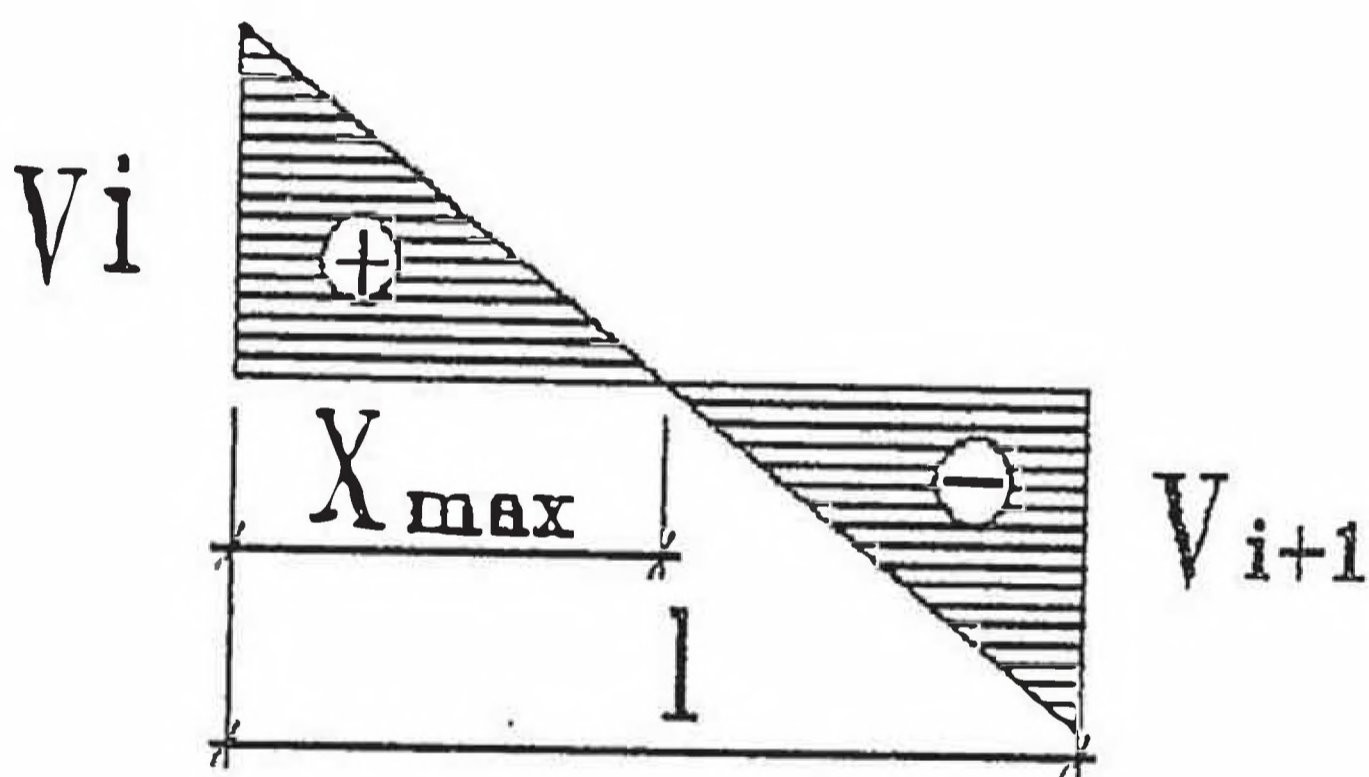


FIG. 16 VARIACION DE LA FUERZA CORTANTE
Siendo :

W = Carga distribuida en el tramo

X_{max} = Ubicación de la fuerza cortante
cero.

l = Longitud del tramo

V_i = Fuerza cortante en la sección "i"

Se cumple :

$$\frac{X_{\max}}{V_1} = \frac{1 - X_{\max}}{V_1 + 1}$$

Reagrupando términos :

$$\frac{X_{\max}}{V_1} = \frac{1}{V_1 + V_1 + 1}$$

Despejando : X_{\max}

$$X_{\max} = \frac{V_1}{V_1 + V_1 + 1} \quad 1$$

Siendo :

$$W_1 = V_1 + V_1 + 1$$

$$X_{\max} = \frac{V_1 \cdot 1}{W_1} \quad X_{\max} = \frac{V_1}{W}$$

Los valores de los momentos máximos son calculados por la expresión :

$$M_{\max} = - M_1 + 1/2 X_{\max} V_1$$

4.6.1.5 .- Cálculo de los esfuerzos en la virola

Los esfuerzos que actúan en la virola del horno son de dos tipos :

- a).- Esfuerzos debido a las cargas, se trata de esfuerzos variables con respecto al tiempo.
- b).- Esfuerzos térmicos, debido a la diferencia de temperatura entre la parte interior y exterior de la virola. Se trata de esfuerzos constantes.

4.6.1.5.1.-Esfuerzos debido a las cargas.-

Previamente ubicamos la sección crítica del horno donde actúan los máximos valores del momento flector y torque.

Del gráfico Nº 17 observamos que la sección crítica es el apoyo Nº 4.

Para este apoyo el momento máximo resultante es :

$$M_{v4} = - 347.134 \text{ TM-m}$$

$$M_{t4} = - 23.437 \text{ TM-m}$$

$$M_{r4} = M_{v4} + M_{t4}$$

$$M_{r4} = (-347.134)^2 + (23.437)^2$$

$$M_{r4} = 347.92 \text{ TM-m}$$

El valor del torque en el apoyo Nº 4 es:

$$T_4 = 30.879 \text{ TM-m}$$

El esfuerzo en flexión pura se determina por la fórmula :

$$\sigma_f = \frac{M}{Z}$$

Donde :

σ_f = Esfuerzo en flexión pura en las fibras extremas en Kg/mm²

M = Momento flector en Kg-mm.

Z = Módulo de la sección en flexión en m³.

Para nuestro caso de una sección anular el módulo de sección es :

$$Z = \frac{\pi (D_{\text{e}}^4 - D^4)}{32 D_{\text{e}}}$$

Siendo :

D_e = Diámetro exterior de la virola en mts.

D = Diámetro interior de la virola en mts.

Reemplazando valores :

$$\sigma_r = \frac{347,924}{\pi [(2.6 + 2 \times 0.01905)^4 - 2.6^4]} \\ = \frac{32 (2.6 + 2 \times 0.01905)}{32 (2.6 + 2 \times 0.01905)}$$

$$\sigma_r = 3'414,573.27 \text{ Kg/m}^2$$

$$\sigma_r = 3.41 \text{ Kg/mm}^2$$

El esfuerzo en torsión se determina por la fórmula :

$$\tau = \frac{T}{J_p}$$

Donde :

τ = Esfuerzos en torsión máximo en Kg/m²

T = Torque en Kg-m

J_p = Módulo polar de la sección en m⁴

Para nuestro caso de una sección anular el módulo polar es :

$$J_p = \frac{\pi (D_{\text{e}}^4 - D^4)}{16 D_{\text{e}}}$$

Reemplazando valores :

$$30,879$$

$$\tau = \frac{\pi [(2.6 + 2 \times 0.01905)^4 - 2.6^4]}{16 (2.6 + 2 \times 0.01905)}$$

$$\tau = 151,525.34 \text{ Kg/m}^2$$

$$\tau = 0.15 \text{ Kg/mm}^2$$

4.6.1.5.2.-Esfuerzos térmicos.-

Los esfuerzos térmicos debido a la gradiente de temperatura a través del espesor de la virola, calculamos por la expresión encontrada por Timoshenko (1) para un cilindro hueco de gran longitud, de pared gruesa, de temperatura exterior nula. Se cumple :

$$\sigma_t = \frac{E \alpha T'_i}{2(1-\nu) \ln \frac{r_o}{r_i}} \left(1 - \frac{2r_i^2}{(r_o^2 - r_i^2)} \ln \frac{r_o}{r_i} \right) \quad (a)$$

Donde :

σ_t = Esfuerzo térmico en la dirección longitudinal y axial sobre la superficie exterior de la virola en Kg/cm².

E = Módulo de elasticidad del acero en Kg/cm².

α = Coeficiente de dilatación lineal para el acero en 1/°C.

T'_i = Temperatura interior de la virola considerando la temperatura exterior nula en °C.

(1) Timoshenko, S : Resistencia de materiales Segunda parte

μ = Relación de poisson para el acero, adimensional.

r_{ext} = Radio exterior de la virola en mts.

r_{int} = Radio interior de la virola en mts.

Para nuestro caso tenemos que la sección crítica en el apoyo N° 4 se encuentra en la zona de calcinación por lo que consideraremos la temperatura exterior de la virola, el valor tomado en el punto: 4.8.2.5. para la zona de calcinación siendo : 180°C Para efectos de diseño tomamos un valor mayor de : 250°C

Calculamos la temperatura interior de la virola es decir, la que corresponde a la superficie interior. Para conducción de calor a través de cilindros tenemos la siguiente expresión :

$$q_v = \frac{(T_i - T_e) 2 K_{ac} L}{r_{\text{ext}} \ln \frac{r_{\text{ext}}}{r_{\text{int}}}} \quad (b)$$

Donde :

q_v = Calor que fluye en conducción a través de las paredes de un cilindro de longitud L en Watts : W.

T_i = Temperatura interior en la virola en °C.

T_e = Temperatura exterior en la virola en °C.

K_{ac} = Conductividad térmica del acero en W/m°K.

L = Longitud del cilindro en mts.
 Previamente transformamos el flujo de calor que corresponde a la temperatura de 250 °C de la FIG. 12 tenemos
 $U_g = 15,900 \text{ KJ/m}^2\text{h. (4,416.67 W/m}^2\text{)}$
 en flujo de calor por unidad de longitud del horno tenemos:

$$\frac{q_v}{L} = U_g \pi D_o$$

Reemplazando valores :

$$\frac{q_v}{L} = 4,416.67 \times \pi \times (2.6 + 2 \times 0.01905)$$

$$\frac{q_v}{L} = 36,604.63 \text{ W/m}$$

Despejando la temperatura interior de la expresión de flujo de calor por conducción (b) tenemos :

$$T_i = T_o + \frac{\left(\frac{q_v}{L}\right) \cdot \ln \frac{r_o}{r_i}}{2 \pi K_{mc}}$$

Para nuestras condiciones tenemos :

$$T_o = 250 \text{ °C.}$$

$$q/L = 36,604.63 \text{ W/m}$$

$$r_o = 1.31905 \text{ mts.}$$

$$r_i = 1.30 \text{ mts.}$$

$$K_{mc} = 42 \text{ W/m}^\circ\text{K}$$

Reemplazando valores :

$$T_i = 250 + 273 + \frac{36,604.63 \ln \left(\frac{1.31905}{1.30}\right)}{2 \pi 42}$$

$$T_1 = 525.02 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$= 252.02 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Para aplicar la fórmula del esfuerzo térmico hacemos la temperatura exterior en la virola nula por lo que teniendo una diferencia de temperatura entre las superficies interior y exterior de la virola de : 2.02 °C tenemos que la temperatura interior (T'₁) es :

$$T'_1 = 2.02 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Reemplazando valores en la expresión (a) tenemos :

$$\sigma_t = \frac{1.9 \times 10^6 \times 11 \times 10^{-6} \times 2.02}{1.31905}$$

$$2 (1-0.3) \quad \text{Ln} \left(\frac{1.31905}{1.30} \right)$$

$$\left[1 - 2 \frac{1.30^2}{(1.31905 - 1.30^2)} \quad \text{Ln} \frac{1.31905}{1.30} \right]$$

$$\sigma_t = 30.01 \text{ Kg/cm}^2$$

$$\sigma_t = 0.30 \text{ Kg/mm}^2$$

4.6.1.5.3.-Verificación de la virola por fatiga

Los esfuerzos actuantes en la sección crítica de la virola lo representamos en la FIG. 18.

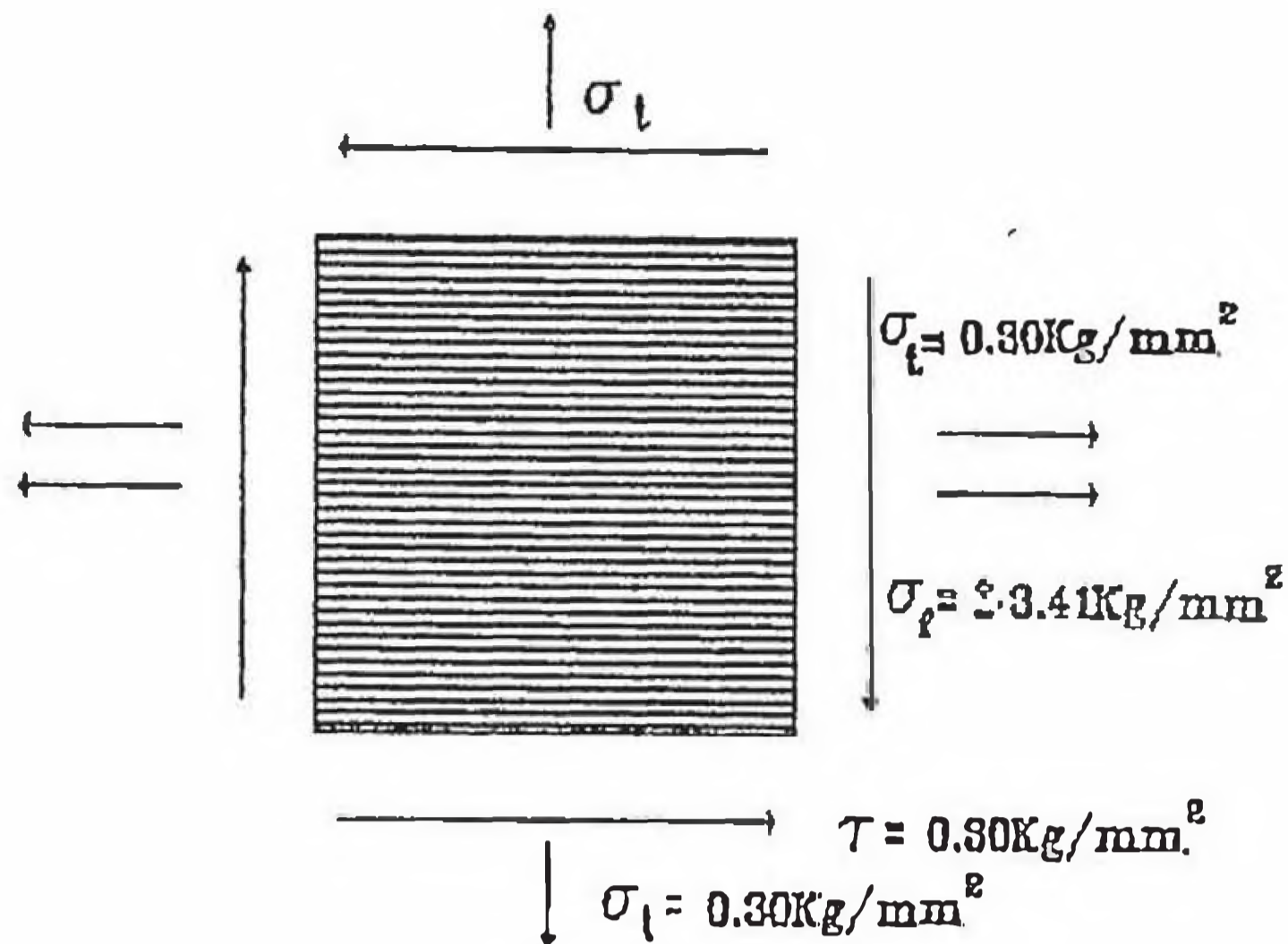


FIG. 18 ESFUERZOS ACTUANTES EN LA SECCION CRITICA

La sección esta sometida a fatiga por que los esfuerzos en flexión fluctúan en tracción y compresión respectivamente de acuerdo al giro del horno.

Los esfuerzos en torsión y térmicos son invariables con respecto al tiempo.

Calculamos el límite de fatiga del material para nuestras condiciones se cumple

$$S_e = S'_e k_a k_b k_c k_d k_e$$

Donde :

S_e = Límite de fatiga corregido en Kg/mm².

S'_e = Límite de fatiga de la probeta en Kg/mm².

Para el acero es usado :

$$S'_e = 0.5 S_r$$

Siendo :

S_r = Resistencia a la rotura por tracción de la probeta en Kg/mm².

k_a = Factor para acabado superficial.

k_b = Factor de tamaño.

k_m = Factor de confiabilidad.

k_d = Factor de temperatura.

k_s = Factor por efectos, varios tales como corrosión, esfuerzos residuales, etc.

Reemplazando valores :

Para temperatura de 250°C de la virola y tomando un acero AISI 1020 de Shigley (1) obtenemos :

$$S_r = 45 \text{ Kg/mm}^2$$

$$S'_r = 0.5 \times 45$$

$$S'_r = 22.50 \text{ Kg/mm}^2$$

Los restantes factores son obtenidos de Hori (2) siendo :

$$K_m = 0.72 \text{ (Para el acero laminado en caliente y } S_r = 45 \text{ Kg/mm}^2)$$

$$k_b = 0.60 \text{ (Para diámetro mayores de 5.5")}$$

$$K_c = 1 - 0.08 D''$$

Siendo :

D'' = Número de unidades tipificadas que está en función a la probabilidad de falla.

Para una probabilidad de falla del 5 % tenemos :

$$K_e = 0.87$$

$$K_d = 1.0 \text{ (Factor que ha sido considerado cuando se ha tomado la resistencia a la rotura para una temperatura de 250°C)}$$

$$K_s = 1.0 \text{ (Para nuestras condiciones)}$$

Reemplazando valores :

$$S_e = 22.50 \times 0.72 \times 0.60 \times 0.87$$

(1) Shigley, J.E.: El proyecto en Ingeniería Mecánica, (1,963) Pág. 120.

(2) Hori, J.J. : Esfuerzos y deformaciones (1,977), Pág.6-9 y sgtes.

$$S_u = 8.46 \text{ Kg/mm}^2$$

Usando el criterio de Goodman-Máxima energía de distorsión para nuestro caso tenemos :

$$\sigma_m^2 = \sigma_{xm}^2 + \sigma_{ym}^2 - \sigma_{xm} \sigma_{ym} + 3 \tau_{xym}^2$$

$$\sigma_a^2 = \sigma_{xa}^2 + \sigma_{ya}^2 - \sigma_{xa} \sigma_{ya} + 3 \tau_{xya}^2$$

Donde los subíndices x e y indican la dirección de los esfuerzos horizontal ó vertical. Los subíndices m y a indican los esfuerzos son constantes ó variables respectivamente :

$$\sigma_{xm} = \sigma_t = 0.30 \text{ Kg/mm}^2$$

$$\sigma_{ym} = \sigma_c = 0.30 \text{ Kg/mm}^2$$

$$\tau_{xym} = \tau = 0.15 \text{ Kg/mm}^2$$

$$\sigma_{xa} = \sigma_f = 3.41 \text{ Kg/mm}^2$$

$$\sigma_{ya} = 0$$

$$\tau_{xya} = 0$$

Reemplazando valores :

$$\sigma_m^2 = 0.30^2 + 0.30^2 - 0.30 \times 0.30 + 3(0.15)^2$$

$$\sigma_m = 0.40 \text{ Kg/mm}^2$$

$$\sigma_a^2 = (3.41)^2$$

$$\sigma_a = 3.41 \text{ Kg/mm}^2$$

El factor de seguridad de la virola N_v lo calculamos por la siguientes expresión :

$$\frac{1}{N_v} = \frac{\sigma_m}{S_r} + \frac{\sigma_a}{S_u}$$

Reemplazando valores :

$$\frac{1}{N_v} = \frac{0.40}{45} + \frac{3.41}{8.46}$$

$$N_v = 2.43$$

Por lo que confirmamos que tanto el espesor tomado de la virola de 3/4"

(19.05 mm) y el material considerado acero tipo AISI C 1020 laminado en caliente no fallara por fatiga.

4.6.2.- Diseño de las llantas de rodadura.-

Las llantas de rodadura de los hornos rotatorios se encuentran sometidos a tres tipos de esfuerzos : Esfuerzos debido al momento flector, la compresión de Hertz y esfuerzos térmicos.

El esfuerzo resultante es variable con respecto al tiempo por lo que se tiene que analizar por fatiga.

En la FIG. 19 mostramos una disposición típica de una llanta de rodadura ensamblada en la virola. Las dimensiones de la llanta han sido asumidas y tenemos que chequear si cumplen las sollicitaciones de esfuerzos.

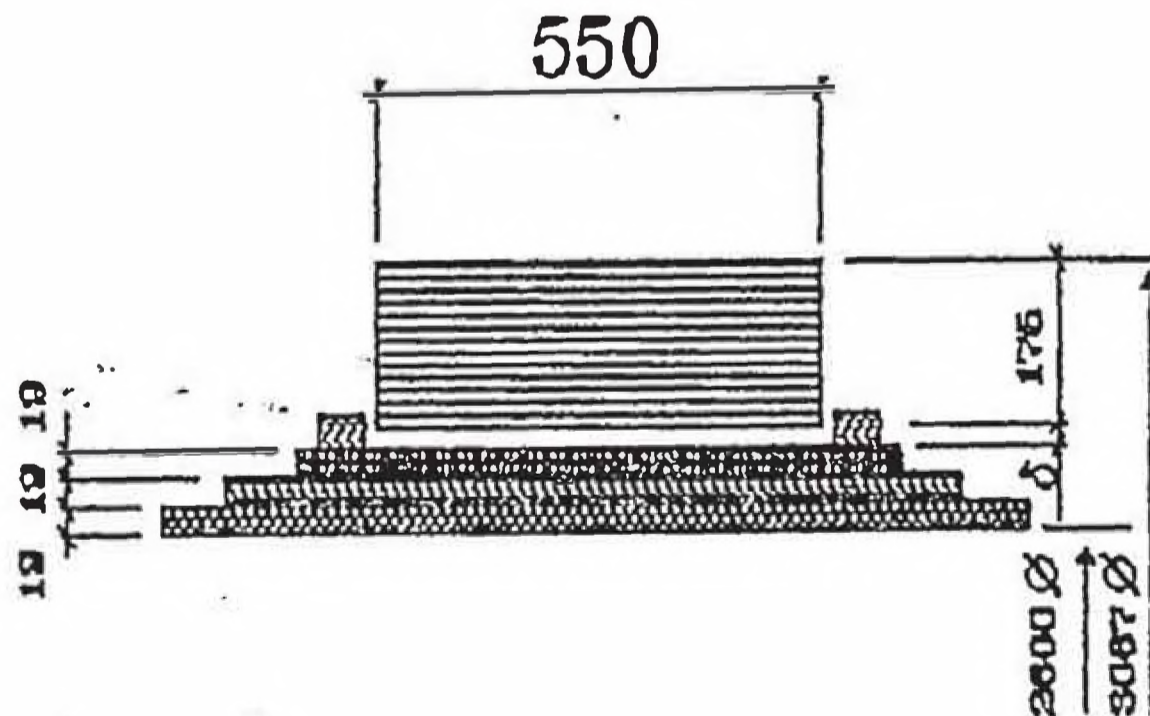


FIG.19 DISPOSICION TIPICA DE UNA LLANTA DE RODADURA ENSAMBLADO EN LA VIROLA

Donde δ es denominado juego y tiene por finalidad evitar el ensunchamiento de la superficie exterior del esfuerzo de la virola y la superficie interior de la llanta debido a la dilatación desigual por la diferencia de temperaturas existentes entre la virola y la llanta.

La temperatura de la llanta es menor que la temperatura de la virola. En la FIG. 20 presentamos el gráfico de la temperatura media de la llanta vs temperatura de la virola efectuada por Steinbiss (1).

El apoyo II es donde se presenta el valor más alto de las reacciones de : 4.6.1.4.1. tenemos:

$$R_{2v} = 236,278 \text{ Kg (236.28 TM)}$$

La temperatura de la virola en la zona de la llanta II es : 80 °C consideraremos para efectos de diseño la temperatura de la virola: 120 °C ; para esta temperatura de la FIG. 20 obtenemos la temperatura media de la llanta (T_{11}).

$$\overline{T}_{11} = 20 \text{ °C}$$

Para esta temperatura se cumple :

$$D_{ev}(1 + \alpha \Delta \overline{T}_v) = D_{111}(1 + \alpha \Delta \overline{T}_{11})$$

Donde :

D_{ev} - Diámetro exterior de la virola en mts
 α = Coeficiente de dilatación lineal para el acero 1/°C.

(1) Steinbiss, E : Messung der Ovalitätsverformung un des Laufringspiels von Drehofen, ZKG-7, 1976 Pág. 327, fig. 13.

\bar{T}_v = Incremento de la temperatura media de la virola desde la temperatura ambiente hasta la temperatura de operación en °C.

D_{i11} = Diámetro interior de la llanta en mm.

$\Delta\bar{T}_{11}$ = Incremento de la temperatura medio de la llanta desde la temperatura ambiente hasta la temperatura de operación. El Diámetro interior de la llanta es:

$$D_{ov} (1 + \alpha \Delta\bar{T}_v)$$

$$D_{i11} = \frac{D_{ov} (1 + \alpha \Delta\bar{T}_v)}{(1 + \alpha \Delta\bar{T}_{11})}$$

Para los valores :

$$D_{ov} = 2,714 \text{ mm}$$

$$\alpha = 11 \times 10^{-6} \text{ } 1/^\circ\text{C}$$

$$\Delta\bar{T}_v = (120 - 10)$$

$$\Delta\bar{T}_{11} = (20 - 10)$$

$$D_{i11} = \frac{2,714 [1 + 11 \times 10^{-6} (120^\circ - 10^\circ)]}{(1 + 11 \times 10^{-6} (20^\circ - 10^\circ))}$$

$$D_{i11} = 2,717 \text{ mm}$$

El juego "g" es :

$$g = \frac{D_{i11} - D_{ov}}{2}$$
$$g = \frac{2,717 - 2,714}{2}$$

$$\delta = 1.5 \text{ mm}$$

El diámetro interior de la llanta a la temperatura de operación es :

$$D_{111 \text{ } 20^{\circ}\text{C}} = 2,717 [1 + 0.000011(20^{\circ} - 10^{\circ})]$$

$$D_{111 \text{ } 20^{\circ}\text{C}} = 2,717.30 \text{ mm}$$

4.6.2.1 .- Esfuerzos de contacto de Hertz.-

Los esfuerzos de contacto de Hertz son debido a las cargas actuantes y se generan entre la superficie de la llanta y la superficie del polín.

En la FIG. 21 mostramos las fuerzas actuantes en el apoyo mas cargado, es decir el apoyo II. El angulo que forman las reacciones y el eje vertical es típico de 30°

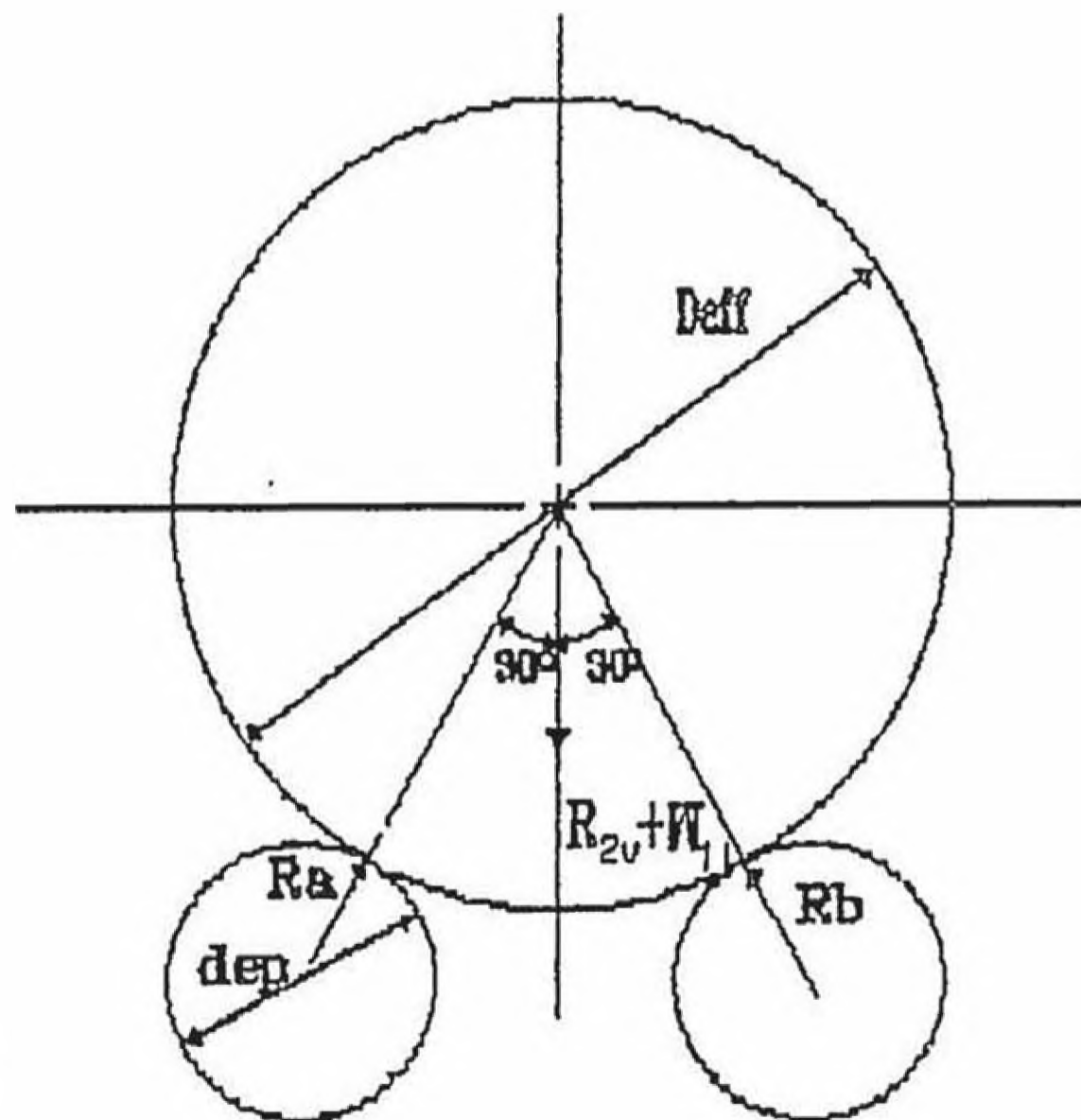


FIG. 21 FUERZAS ACTUANTES EN EL APOYO NO 2.

Se cumple :

$$F_{eje-y} = 0$$

$$R_{a2} \cos 30^{\circ} + R_{b2} \cos 30^{\circ} = R_{2v} + W_{11} \quad (a)$$

$$F_{eje-x} = 0 \quad R_{a2} \sin 30^{\circ} = R_{b2} \sin 30^{\circ} \quad (b)$$

De : (b) $R_{a2} = R_{b2}$

El peso de la llanta (W_{11}), calculamos considerando el peso específico para el acero fundido ($\tau_{11} = 7,250 \text{ Kg/m}^3$) chequeando lo calculado en 4.6.1.1.6. tenemos :

$$W_{11} = \frac{\pi (D_{\text{ext}}^2 - D_{\text{int}}^2) B_{11} \tau_{11}}{4}$$

Tomando : $B_{11} = 0.550 \text{ mts.}$

Reemplazando valores :

$$W_{11} = \frac{\pi (3,067^2 - 2,717^2) 0,550 \times 7,250}{4}$$

$$W_{11} = 6,340 \text{ Kg.}$$

$$W_{11} = 6.34 \text{ TM.}$$

De la ecuación (a) despejando R_{m2} y reemplazando valores :

$$R_{m2} = \frac{236,278 + 6,340}{2 \cos 30^\circ}$$

$$R_{m2} = 140,076 \text{ Kg}$$

$$= 140.08 \text{ TM.}$$

En la FIG. 22 indicamos las fuerzas actuantes entre la llanta y el polín para efectos de aplicación de las fórmulas para dos cilindros de ejes paralelos:

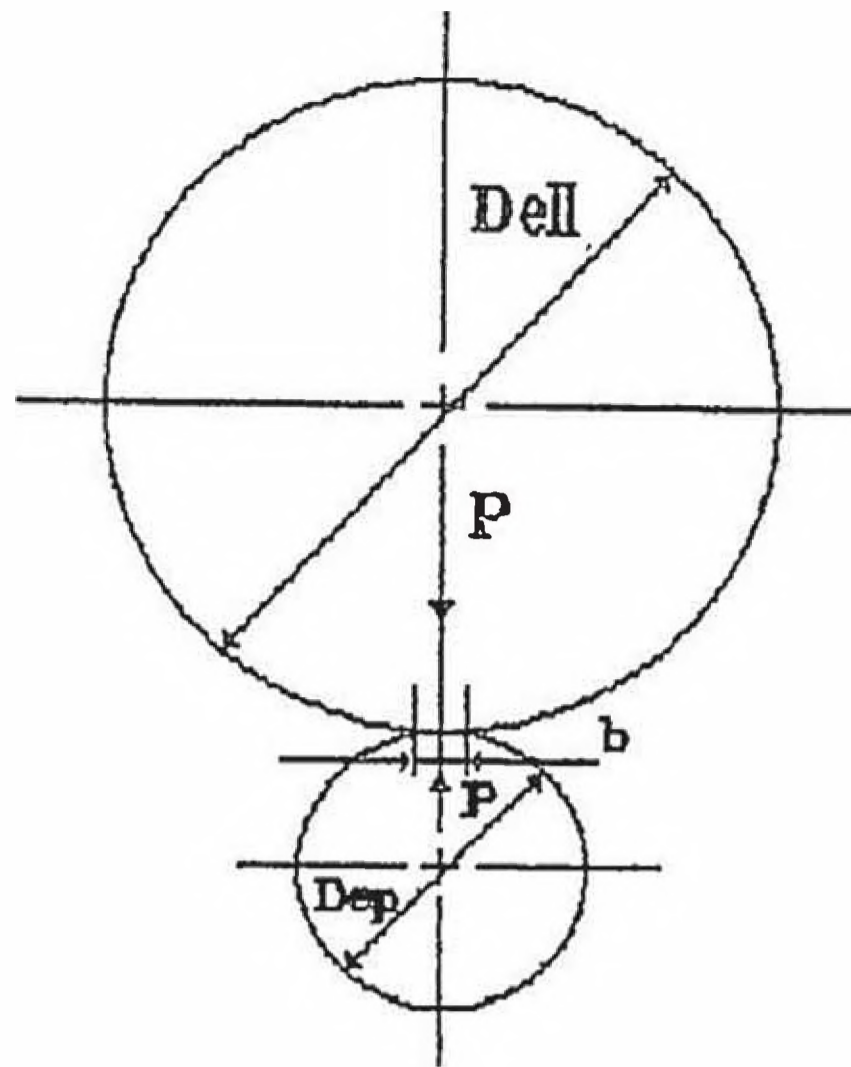


FIG. 22 FUERZAS ACTUANTES ENTRE LA LLANTA Y EL POLIN.

Según Timoshenko (1) se cumple :

$$b = 2.15 \sqrt{\frac{P D_{ell} d_{ep}}{A_{11} E (D_{ell} + d_{ep})}} \quad (a)$$

$$P_{máx} = 0.59 \sqrt{\frac{P E (D_{ell} + d_{ep})}{A_{11} D_{ell} + d_{ep}}} \quad (b)$$

Donde :

b = Ancho del rectángulo de esfuerzos de contacto de Hertz en cms.

p = Fuerza de contacto entre los cilindros en Kg.

A₁₁ = Longitud de contacto entre los cilindros en cms.

E = Módulo de Young para el material en Kg/cm².

D_{ell} = Diámetro exterior de la llanta en cms.

(1) Timoshenko, S : Resistencia de materiales, Segunda parte (1,957) Pág. 363.

d_{ext} = Diámetro exterior del polín en cms.

$F_{\text{máx}}$ = Esfuerzos de compresión máximo que coincide con la dirección de las fuerzas en Kg/cm².

Reemplazando para nuestras condiciones:

$$F = 140,076 \text{ Kg (Corresponde } R_{\text{máx}}=R_{\text{bz}})$$

$$A_{11} = 55 \text{ cm.}$$

$$E = 2.0 \times 10^6 \text{ Kg/cm}^2.$$

$$D_{\text{ext}} = 306.70 \text{ cm.}$$

d_{ext} = El diámetro exterior del polín para hornos rotatorios es típico la relación 1/3 entre el diámetro exterior del polín y el diámetro exterior de la llanta.

Tenemos :

$$d_{\text{ext}} = \frac{306.70}{3} \quad d_{\text{ext}} = 102 \text{ cm.}$$

Reemplazando en (a)

$$b = 2.15 \sqrt{\frac{140,076 \text{ Kg } 306.70 \times 102 \text{ cm}^2}{55 \text{ cm}^2 \times 10^6 \text{ Kg/cm}^2 (306.7 + 102) \text{ cm}}}$$

Reemplazando en (b)

$$P_{\text{máx}} = 0.59 \sqrt{\frac{140,076 \text{ Kg } 2 \times 10^6 \text{ Kg/cm}^2 (306.7}{55 \text{ cm } 306.7 \times 102 \text{ cm}^2}}$$

$$F_{\text{máx}} = 4812.97 \text{ Kg/cm}^2$$

$$F_{\text{máx}} = 48.13 \text{ Kg/mm}^2$$

$$b = 0.671 \text{ cm.}$$

Reemplazando en (b)

Tomando en cuenta las recomendaciones de Saxer (1) y de acuerdo a las especificaciones de materiales utilizables

(1) Saxer, B : Estimación de la resistencia a la fatiga de anillos de rodadura en hornos rotativos, "Holderbank News" (1,979) 183/84, Pág. 17.

para la fabricación de llantas de rodadura seleccionamos :

Material de la llanta : GS-70 corresponde DIN 1.0553 con un límite de fatiga por laminación de 61.18 Kg/mm^2 (600 N/mm^2).

El factor de seguridad por fatiga por laminación (N_{11}) está dado por :

$$N_{11} = \frac{61.18}{48.13} \quad N_{11} = 1.27 \text{ (conforme)}$$

4.6.2.2.- Esfuerzos de flexión.-

Calculamos el momento flector y la fuerza normal que se presentan en la llanta Nies (1) asume que las cargas se transmiten de la virola a la llanta en forma de fuerzas verticales representadas en la FIG. 23.

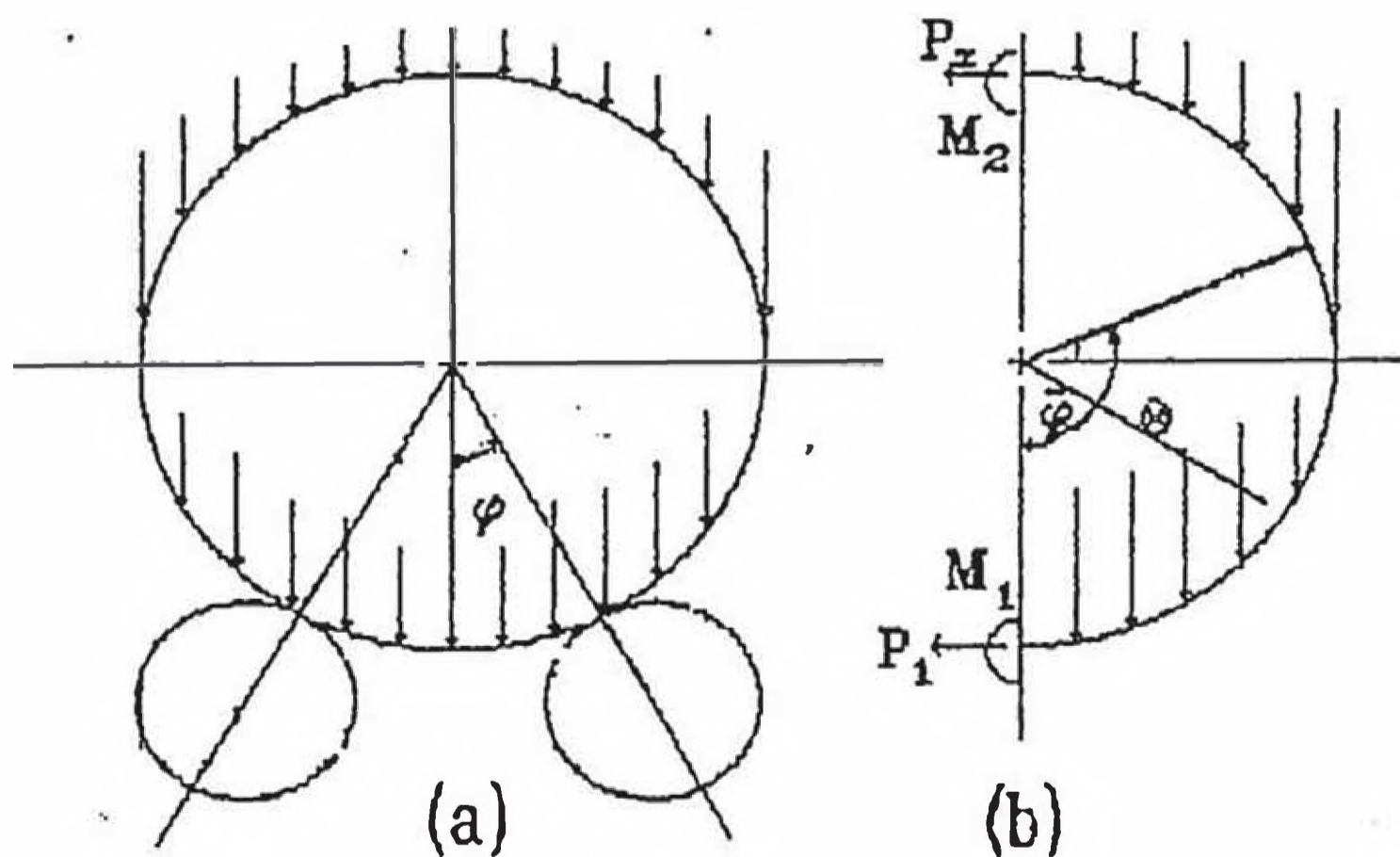


FIG. 23 FUERZAS ACTUANTES EN LA LLANTA
Aplicando el teorema de Castigliano a la disposición de la FIG. 23b, Nies, obtiene lo siguiente :

(1) Nies, H.W.: Die Berechnung der Drehfenlaufringe. Zement 31 (1,942) Pág.23 .

$$0 < \theta < \phi$$

$$M = \frac{V a}{2\pi} \left[(\pi - \phi) T \cos \theta - \frac{\cos \theta}{2} - \theta \operatorname{sen} \theta - \frac{1}{\cos \phi} \right]$$

$$F_n = \frac{V}{2\pi} \left[\theta \operatorname{sen} \theta - \frac{\cos \theta}{2} - (\pi - \phi) T \cos \theta \right]$$

$$\phi < \theta < \pi$$

$$M = \frac{V a}{2\pi} \left[(\pi - \phi) T \cos \theta - \frac{\cos \theta}{2} - \theta \operatorname{sen} \theta - \frac{1}{\cos \phi} \right]$$

$$+ \frac{V a \operatorname{sen}(\theta - \phi)}{2 \cos \phi}$$

$$F_n = \frac{V}{2\pi} \left[\theta \operatorname{sen} \theta - \frac{\cos \theta}{2} - (\pi - \phi) T \cos \theta \right]$$

$$- \frac{V \operatorname{sen}(\theta - \phi)}{2 \cos \phi}$$

Donde :

M = Momento flector en la sección en Kg-cm.

F_n = Fuerza normal en la sección en Kg.

V = Carga total vertical que soporta la llanta en Kg.

a = Radio medio de la llanta en cms.

φ = Angulo de ubicación del polín en radianes.

θ = Angulo cualquiera en radianes.

Reemplazando para la posición en que corresponde al punto de contacto llanta-polín se cumple :

$$\begin{aligned} V &= R_{2v} + W_{11} \\ V &= 236,278 + 6.340 \\ V &= 242,618 \text{ Kg.} \end{aligned}$$

El radio medio de la llanta (a) es :

$$\begin{aligned} a &= \frac{D_{111} + D_{m11}}{4} \\ a &= \frac{271.7 + 306.7}{4} \\ a &= 144.60 \text{ cms.} \end{aligned}$$

$$\theta = \phi = 30^\circ = \pi/6$$

Reemplazando valores :

$$\begin{aligned} M &= \frac{242,618 \times 144.60}{2\pi} \left[\left(\pi - \frac{\pi}{6} \right) \text{Tg} \frac{\pi}{6} \cos \frac{\pi}{6} \right. \\ &\quad \left. - \frac{\pi}{2} \cos \frac{\pi}{6} - \frac{\pi}{6} \text{sen} \frac{\pi}{6} - \frac{1}{\cos \frac{\pi}{6}} \right] \end{aligned}$$

$$M = - 3'018,004 \text{ Kg-cm}$$

$$F = \frac{242,618}{2\pi} \left[\frac{\pi}{6} \text{sen} \frac{\pi}{6} - \frac{\pi}{6} \cos \frac{\pi}{6} \right]$$

$$= \left(\pi - \frac{\pi}{6} \right) \text{Tg} \frac{\pi}{6} \cos \frac{\pi}{6} - \frac{242,618 \text{ sen } 0^\circ}{2 \cos \frac{\pi}{6}}$$

$$F = - 31,238 \text{ Kg}$$

El esfuerzo producido en la superficie exterior de la llanta está dado por :

$$\sigma_r = \frac{F_n}{A} \pm K_w \frac{M}{Z}$$

σ_r = Esfuerzo producido en la superficie exterior de la llanta en Kg/cm².

F_n = Fuerza normal en Kg.

M = Momento flector en Kg-cm

A = Area de la sección en cm²

Z = Módulo de la sección en cm³

K_w = Coeficiente de Winkler-Bach que hace posible tomar un elemento curvo a la expresión del esfuerzo de una viga recta. Se determina en tablas siendo función de a/c donde "a" es el radio medio y "c" es la distancia del centroide de la sección a la cara exterior. Para nuestro caso :

$$\frac{a}{c} = \frac{144.60}{8.75} = 16.53$$

Como : $\frac{a}{c} > 10$ el valor de $K_w = 1.0$

Reemplazando :

$$\sigma_r = - \frac{31.238}{17.5 \times 55} - 1.0 \frac{3'018,004}{55 \times \frac{17.5^2}{6}}$$

$$\sigma_r = 1,108 \text{ Kg/cm}^2$$

$$\sigma_r = 11.08 \text{ Kg/cmm}^2$$

Efectuamos una tabulación de los diversos valores de los ángulos en la tabla Nº 12 para observar la variación de los valores de los esfuerzos actuantes en la llanta.

TABLA. 12 ESFUERZOS DE FLEXION EN LA LLANTA.

ANGULO		M Kg-m	P Kg	σ_f Kg/mm ²
GRAD.	RAD.			
0°	0	-7.99572X10 ⁵	-3.6071X10 ⁴	-3.22
15°	0.2618	-13.70353X10 ⁵	-3.4842X10 ²	-5.24
30°	0.5236	-30.18004X10 ⁵	-3.1238X10 ⁴	-11.08
45°	0.7854	-18.94603X10 ⁵	-6.1761X10 ⁴	-7.39
60°	1.0472	14.40286X10 ⁵	-8.8074X10 ⁴	-4.22
75°	1.3090	22.76985X10 ⁵	-10.8384X10 ⁴	6.98
90°	1.5708	23.23293X10 ⁵	-12.1309X10 ⁴	7.02
105°	1.8326	17.71897X10 ⁵	-17.4023X10 ⁴	4.50
120°	2.0944	8.56215X10 ⁵	-12.2040X10 ⁴	1.78
135°	2.3562	-1.78854X10 ⁵	-7.8268X10 ⁴	-1.45
150°	2.6180	-11.06062X10 ⁵	-5.1456X10 ⁴	-4.47
165°	2.8798	-17.41970X10 ⁵	-2.1137X10 ⁴	-6.42
180°	3.1416	-19.67651X10 ⁵	1.0621.10 ⁴	-6.90

4.6.2.3 .- Esfuerzos Térmicos.-

Estos esfuerzos se producen debido a la diferencia de dilatación entre la cara interior y la exterior por la caída de temperatura a través del espesor de la llanta.

Para calcular el esfuerzo térmico en la cara exterior utilizaremos la misma expresión desarrollada en : 4.6.1.5.2. aplicado a la llanta.

$$\sigma_t = \frac{E \alpha T'_{111}}{2(1-u) \ln \frac{r_{e11}}{r_{i11}}} \left(1 - \frac{2 r_{i11}^2}{(r_{e11}^2 - r_{i11}^2)} \ln \frac{r_{e11}}{r_{i11}} \right)$$

Donde :

E = 2 x 10⁶ Kg/cm²

α = 11 x 10⁻⁶ 1/°C

T'_{111} = 30°C (Valor asumido que representa la diferencia de temperatura entre las caras interior y exterior de la llanta)

u = 0.3

r_{e11} = 1.31905 mts.

r_{i11} = 1.30 mts.

$$\sigma_t = \frac{2 \times 10^6 \times 11 \times 10^{-6} \times 30}{2(1-0.3) \ln \frac{1.31905}{1.30}} \left(1 - \frac{2 \times 1.30^2}{1.31905^2 - 1.30^2} \ln \frac{1.31905}{1.30} \right)$$

σ_t = 469 Kg/cm²

σ_t = 4.69 Kg/mm²

4.6.2.4.- Verificación de la llanta por fatiga.-

En la FIG. 24 representamos los esfuerzos actuantes en la llanta.

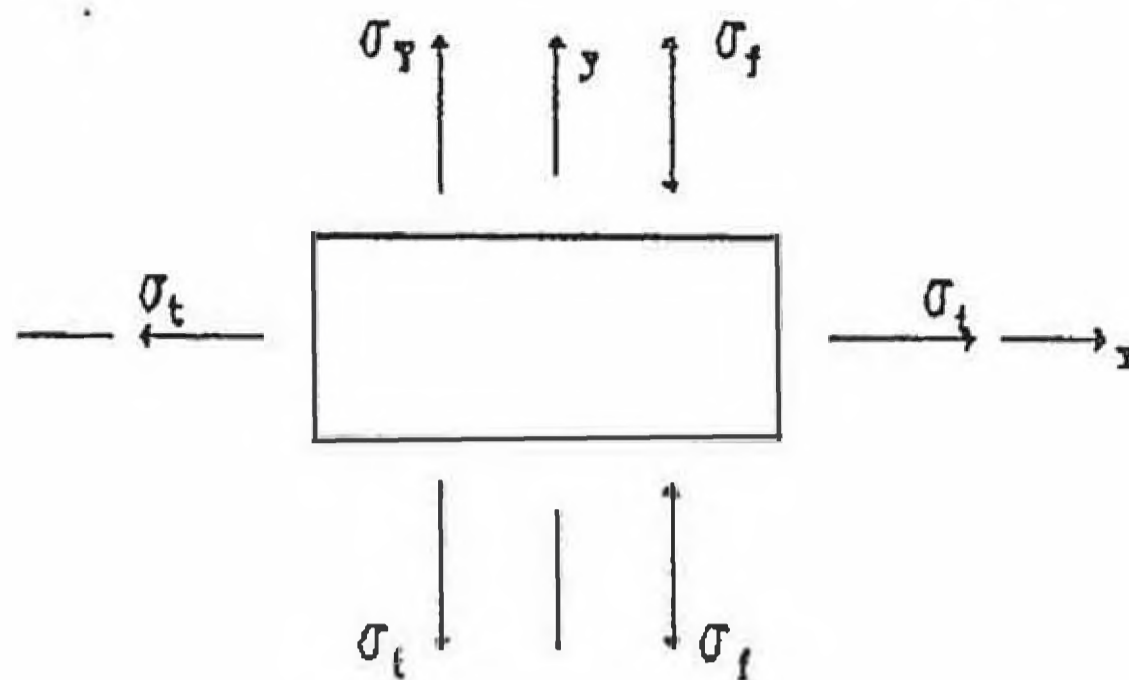


FIG. 24 ESFUERZOS ACTUANTES EN LA LLANTA

Para calcular el esfuerzo equivalente utilizamos el criterio de la máxima energía de distorsión.

$$\sigma_{max}^2 = \sigma_x^2 + \sigma_y^2 - \sigma_x \sigma_y$$

Siendo :

$$\sigma_x = \sigma_t$$

$$\sigma_y = \sigma_f + \sigma_t$$

Procedemos a tabular los valores de σ_x ; σ_y ; σ_{max} para diversos valores de los ángulos de acción de las fuerzas en la llanta.

TABLA 13 ESFUERZOS ACTUANTES EN LA LLANTA

GRADOS	σ_x Kg/mm ²	σ_y Kg/mm ²	σ_{max} Kg/mm ²
0	4.69	1.47	4.15
15	4.69	-0.55	4.99
30	4.69	-6.39	9.63
45	4.69	-2.70	4.68
60	4.69	0.47	4.47
75	4.69	11.67	10.17
90	4.69	11.71	10.21
105	4.69	9.19	7.96
120	4.69	6.47	9.71
135	4.69	3.24	4.16
150	4.69	0.22	4.58
165	4.69	-1.73	5.75
180	4.69	-2.21	6.10

Calculamos el factor de seguridad a la fatiga de acuerdo a lo recomendado por Saxer (1)

Previamente tenemos :

σ_m = Esfuerzo medio equivalente en Kg/mm².

σ_v = Esfuerzo variable equivalente en Kg/mm².

σ_{max} = Esfuerzo máximo en Kg/mm² de tabla 13.

σ_{min} = Esfuerzo mínimo en Kg/mm² de tabla 13.

(1) Saxer, B, Estimación de la resistencia a la fatiga de anillos de rodadura en hornos rotativo, Holderbank News* (1,979) 1983/84, Pág.18.

Siendo :

$$\sigma_m = \frac{\sigma_{\max} + \sigma_{\min}}{2}$$

$$10.21 + 4.15$$

$$\sigma_m = \frac{2}{2}$$

$$\sigma_m = 7.18 \text{ Kg/mm}^2$$

$$\sigma_{\max} - \sigma_{\min}$$

$$\sigma_s = \frac{2}{2}$$

$$10.21 - 4.15$$

$$\sigma_s = \frac{2}{2}$$

$$\sigma_s = 3.03 \text{ Kg/mm}^2$$

Para la llanta utilizamos para su fabricación fundición de acero del tipo DIN 6570 de las siguientes características:

Esfuerzo de rotura: (S_{rot}) : 70 Kg/mm²

Esfuerzo de fluencia (S_y) : 26. Kg/mm²

Límite de fatiga corregido (S_e): 17.35 Kg/mm²

Construimos el diagrama modificado de Goodman en la FIG.24 en la cual obtenemos un factor de seguridad a la fatiga ($N_{1.1}$).

15.6

$$N_{1.1} = \frac{3.03}{3.03}$$

$$N_{1.1} = 5.15$$

4.6.3.- Cálculo de los polines de rodadura.-

Los polines de rodadura se encuentran sometidos a dos tipos de esfuerzos : De contacto de Hertz y de flexión.

Para el caso de los esfuerzos de contacto de Hertz es igual al calculado para la llanta en el punto 4.6.2.1. con lo cual se determina el ancho de la superficie de rodadura.

Es usual dimensionar el ancho del polín mayor que la llanta con lo cual nos aseguramos de los pequeños desplazamientos en la dirección axial del horno. Por lo tanto siendo el ancho de la llanta de 0.55 mts. y proporcionando un exceso de 0.10 mts. tenemos que el ancho de los polines es de : 0.65 mts.

El diámetro exterior fue calculado en el punto 4.6.2.1. de acuerdo a la relación típica para hornos rotativos para clínker de 1/3 entre el diámetro exterior del polín y el diámetro exterior de la llanta siendo :

$$d_{ep} = 1.02 \text{ mts.}$$

Por lo tanto las características principales de los polines son :

Diámetro exterior : 1.02 mts.

Ancho : 0.65 mts.

Material : Acero fundido del tipo
DIN GS70.

Diámetro del eje : 0.400 mts.

Longitud del eje : 1.65 mts.

Material del eje : Acero del tipo SAE 1045

Consta de 2 chumaceras por eje, con casquillos de material antifricción babbit de 50 Kg/cm² de presión de trabajo, lubricado por baño de aceite.

Peso total del conjunto : Polín y eje 3 TM.

4.6.4.- Elección de los polines de retención.-

Los polines de retención sirven para limitar el desplazamiento axial del horno que durante el funcionamiento se producen desplazamientos a lo largo del eje axial por la rotación, pendiente, carga del material dentro del horno.

Para nuestro caso instalaremos los polines de retención en la cuarta llanta.

Es importante remarcar que para este tipo de hornos es necesario que el desplazamiento axial sea el adecuado en ambos sentidos y su magnitud debe ser tomado por las observaciones en funcionamiento del horno para no sobrecargar los polines de retención innecesariamente, lo indicado como veremos mas adelante depende del alineamiento del horno.

Los polines de retención están lubricados por aceite.

4.6.5.- Cálculo de la transmisión.-

El sistema de transmisión para hornos rotatorios está compuesto por lo siguiente :

- Un engranaje (A) que se encuentra instalado en la virola del horno, que ensambla con un piñón (B).

Un tren de engranajes (C-D) que ensambla en el eje de salida con el piñón (B) antes mencionado y el eje de entrada que ensambla con un reductor de velocidad (E).

- El eje de entrada del reductor de velocidad se conecta al motor eléctrico principal (F) el que está acoplado a un generador sincronizado (G) y un tacogenerador (H). También el eje de entrada del reductor de velocidad principal está conectado a un sistema de transmisión auxiliar compuesto de un reductor de velocidad (J) y un motor eléctrico (K).

En la FIG. 25 mostramos el esquema del sistema de transmisión.

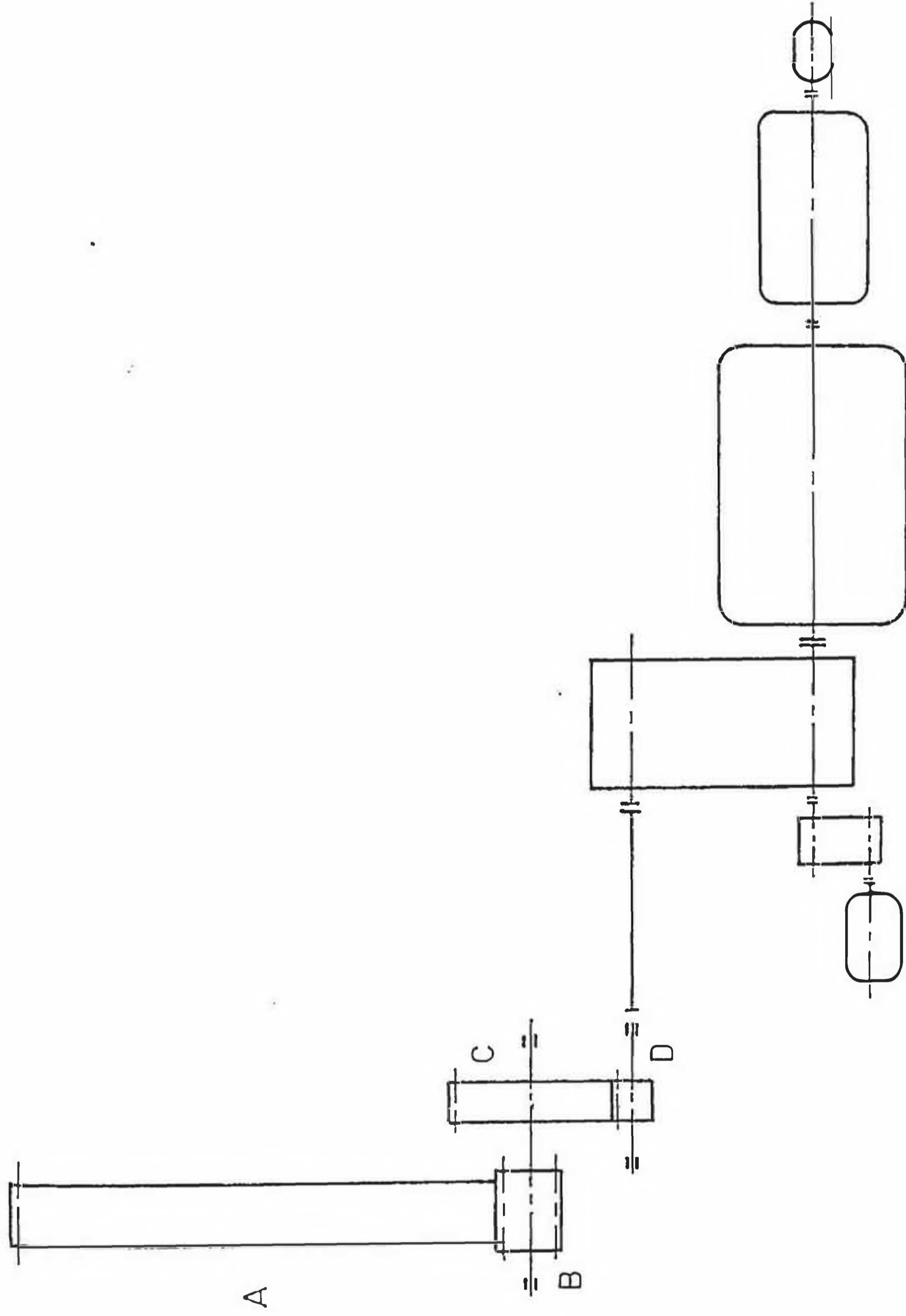


FIG. 25 ESQUEMA DEL SISTEMA DE TRANSMISION DEL HORNO

4.6.5.1. Cálculo de la potencia requerida. -

En el punto 4.6.1.2.2. estimamos aproximadamente la potencia requerida para accionar el horno en esta parte procederemos a calcular la potencia requerida.

La potencia requerida para accionar el horno podemos dividirla en dos :

- Potencia para vencer el rozamiento.
- Potencia para el desplazamiento del material dentro del horno.

Utilizaremos para ambos casos las fórmulas proporcionadas por Duda (1).

La potencia para vencer el rozamiento (P_{r_m})

$$P_{r_m} = \frac{W b_d D_{e11} N f 0.0000092}{d_{op}}$$

Donde :

P_{r_m} = Potencia para vencer el rozamiento en HP.

W = Carga total sobre los cojinetes de los polines de rodadura en Libras.

b_d = Diámetro de los ejes de los polines en pulgadas.

D_{e11} = Diámetro exterior de las llantas en pulgadas.

N = Número de vueltas, en RPM.

f = Coeficiente de rozamiento de los polines siendo ;

f = 0.018 Para lubricación con aceite.

f = 0.06 Para lubricación con grasa consistente.

d_{op} = Diámetro exterior de los polines, en pulgadas.

(1) W. Duda : Op cit pág. 204.

Reemplazando valores :

De : 4.6.1.4.1. el peso total del horno es :
987,241 Kg.

De : 4.6.3. el peso de un polín y eje es :
3,000 Kg.

Haciendo en total para los 12 polines
36,000 Kg.

Por lo tanto :

$$W = 987,241 + 36,000$$

$$W = 1'023,241 \text{ Kg.}$$

$$W = 2'251,130 \text{ Lbs.}$$

$$b_d = 0.400 \text{ mts.}$$

$$b_d = 15.75''$$

$$D_{e11} = 3.067 \text{ mts.}$$

$$D_{e11} = 120.75''$$

$$N = 1.19 \text{ RPM.}$$

$$F = 0.018$$

$$d_{ep} = 1.02 \text{ mts.}$$

$$d_{ep} = 40.16''$$

$$2'251,130 \times 15.75 \times 120.75 \times 1.19 \times 0.018 \times 0.0000092$$

$$P_{re} = \frac{\text{-----}}{40.16}$$

$$P_{re} = 21.01 \text{ HP.}$$

$$P_{re} = 15.67 \text{ KW.}$$

La potencia para el desplazamiento del material dentro del horno es :

$$P_e = (D_1 \text{ sen } \alpha/2)^3 N L \phi_{e1}$$

Siendo :

P_e = Potencia necesaria para el desplazamiento del material dentro del horno en HP.

d_L = Diámetro libre interior del horno en pies.

α = Angulo central de la sección ocupada por la carga en grados sexagesimales.

N = Número de vueltas en RPM.

L = Largo del horno en pies.

ϕ_{e1} = Constante para el clinker de cemento de vía húmeda ó seca con talud natural de aproximadamente $35^\circ = 0.00076$.

Reemplazando valores :

$$D_1 = 2.2 \text{ mts.}$$

$$D_1 = 7.22 \text{ pies}$$

$$\alpha = 100^\circ 42' 28''$$

$$\alpha = 100.71^\circ$$

$$N = 1.19 \text{ RPM.}$$

$$L = 88.20 \text{ mts.}$$

$$L = 289.38 \text{ pies.}$$

$$\phi_{c1} = 0.00076$$

$$F_c = (7.22 \text{sen } 100.71^\circ / 2) \approx 1.19 \times 289.38 \times 0.00076$$

$$F_c = 44.97 \text{ HP.}$$

$$F_c = 33.53 \text{ KW.}$$

La potencia total requerida (P_t) es :

$$P_t = P_{ra} + P_c$$

$$P_t = 15.67 + 33.53$$

$$P_t = 49.20 \text{ KW.}$$

4.6.5.2 .- Selección de la transmisión principal de potencia.-

Hacemos referencia a la FIG. 25 donde se muestra el esquema de accionamiento procederemos a seleccionar los componentes de la transmisión indicando que corresponde a los resultados de los tanteos efectuados para nuestros requerimientos.

4.6.5.2.1.- Selección de la transmisión piñón (B) - Engranaje (A).-

Para hornos rotatorios es usual utilizar engranajes cilíndricos de dientes rectos.

Transmisión :

Piñón (B) .-

Número de dientes del piñón: Z_B

$$Z_B = 19 \text{ dientes}$$

Módulo : M

$$M = 36$$

Diámetro de paso del piñón : d_B

$$d_B = M Z_B$$

$$d_B = 36 \times 17$$

$$d_B = 684 \text{ mm } \phi$$

Angulo de presión : 20°

Ancho del piñón : F_B

$$F_B = 400 \text{ mm}$$

Material : Acero AISI C1045 templado y
revenido 350 BHN de
dureza superficial.

Engranaje (A).-

Número de dientes del engranaje : Z_A

$$Z_A = 112 \text{ dientes}$$

Módulo : M

$$M = 36$$

Diámetro de paso del engranaje : D_A

$$D_A = 36 \times 112$$

$$D_A = 4032 \text{ mm } \phi$$

Angulo de presión : 20°

Ancho del engranaje : F_A

$$F_A = 350 \text{ mm.}$$

Material : Acero AISI C1035 templado
y revenido 300 BHN de dureza
superficial.

4.6.5.2.2 .-Selección del tren de engranajes (C-D).

El tren de engranajes está compuesto por:

Piñón (D).-

Número de dientes del piñón : Z_D

$$Z_D = 19 \text{ dientes}$$

Módulo : M

$$M = 25$$

Diámetro de paso del piñón : d_D

$$d_D = 25 \times 19$$

$$d_D = 475 \text{ mm} \phi$$

Angulo de presión: 20°

Ancho del piñón : F_D

$$F_D = 250 \text{ mm}$$

Material : Acero AISI C1035
templado y revenido
350 BHN de dureza
superficial.

Engranaje (C).-

Número de dientes del engranaje : Z_C

$$Z_C = 66 \text{ dientes}$$

Módulo : M

$$M = 25$$

Diámetro de paso del engranaje : D_C

$$D_C = 25 \times 66$$

$$D_C = 1,650 \text{ mm} \phi$$

Angulo de presión : 20°

Ancho del engranaje : F_C

$$F_C = 250 \text{ mm}$$

Material : Acero AISI C1035 templa-
do y revenido 300 BHN de
dureza superficial.

4.6.5.2.3. .-Selección del reductor de velocidad principal.-

Los reductores de velocidad que se utilizan en hornos rotatorios son del tipo

de engranajes cilíndricos de dientes rectos, helicoidales y de ejes paralelos horizontales.

La potencia nominal del reductor de velocidad está dado por :

$$P_{nr} = F.S. \times P_{re}$$

Siendo :

P_{nr} =Potencia nominal del reductor en KW.

F.S.=Factor de servicio para el reductor. Para hornos rotatorios de cemento que funcionan 24 horas/día y considerando choques moderados tomaremos : 1.25

P_{re} = Potencia requerida por la transmisión en KW.

La potencia requerida por la transmisión referido al eje de salida del reductor de velocidad principal está dado por :

$$P_{re} = \frac{P_t}{\eta_{AB} \eta_{ch1} \eta_{CD} \eta_{ch2} \eta_{m1}}$$

η_{AB} = Eficiencia de la transmisión de los engranajes (A -B) por las características de la sujección del engranaje y la magnitud de la carga consideraremos una eficiencia : 0.96

η_{ch1} ; η_{ch2} = Eficiencia de las chumaceras tomamos : 0.99

η_{CD} = Eficiencia de la transmisión de los engranajes : (C-D) Tomamos una eficiencia : 0.98

$\eta_{ac1} =$ Eficiencia del acoplamiento que también actúa como amortiguadores de vibraciones y elementos de seguridad. Tomamos : 0.99

Reemplazando valores :

$$49.20$$

$$P_{rt} = \frac{0.96 \times (0.99)^2 \times 0.98 \times (0.99)^2 \times 0.99}{1} \\ P_{rt} = 54.99 \text{ KW.}$$

La potencia nominal del reductor de velocidad es :

$$P_{nr} = 1.25 \times 54.99$$

$$P_{nr} = 68.74 \text{ KW.}$$

$$P_{nr} = 92.18 \text{ HP}$$

Para calcular la reducción total en el reductor tenemos que las RPM en el eje de salida (N_{rs}) del reductor tenemos:

$$N_{rs} = 1.19 \times \frac{112}{19} \times \frac{66}{19}$$

$$N_{rs} = 24.37 \text{ RPM.}$$

Las RPM en el eje de entrada del reductor (N_{re}) está dada por la velocidad del motor eléctrico que para hornos rotatorios de clínker se utilizan de velocidad variable.

Considerando para efectos de seleccionar el reductor de velocidad :

$$N_{re} = 825 \text{ RPM}$$

La reducción total en el reductor (m_r) es:

$$m_r = \frac{N_{re}}{N_{rs}}$$

$$m_r = \frac{825}{24.37}$$

$$m_r = 33.8551$$

Seleccionamos un reductor de velocidad de las siguientes características :

- Potencia nominal: 73 KW.
- Reducción total : 33.8462
- Tipo : Ejes paralelos horizontales
- Fabricación : F.L. Smith Dinamarca

4.6.5.2.4 .- Selección del motor eléctrico principal.-

Para seleccionar el motor eléctrico principal calculamos la potencia requerida por la transmisión referido al motor eléctrico (P_{rm}) siendo :

$$P_{rm} = \frac{P_{re}}{n_r \cdot \eta_{ac2}}$$

Donde :

P_{rm} = Potencia requerida referida al motor eléctrico en KW.

P_{re} = Potencia requerida referida al eje de salida del reductor de velocidad en KW.

n_r = Eficiencia del reductor de velocidad principal. Consideraremos : 0.96

η_{ac2} = Eficiencia del acoplamiento. Consideraremos : 0.99

$$P_{rm} = \frac{54.99}{0.96 \times 0.99}$$

$$P_{rm} = 57.86 \text{ KW}$$

La potencia nominal del motor eléctrico está dado por :

$$P_{nm} = F.S. \times P_{nm}$$

Siendo :

P_{nm} = Potencia nominal del motor eléctrico en KW.

F.S.= Factor de servicio para motores eléctricos.

Tomaremos : 1.25

Reemplazando :

$$P_{nm} = 1.25 \times 57.86$$

$$P_{nm} = 72.33 \text{ KW.}$$

Las RPM del motor eléctrico (RPM) considerada para efectos de selección es calculada por :

$$RPM_m = m_r \times N_{rm}$$

Reemplazando :

$$RPM_m = 33.8462 \times 24.37$$

$$RPM_m = 824.83$$

El valor obtenido es referencial por cuanto para hornos rotatorios se utilizan motores eléctricos de velocidad variable con un amplio rango de variación.

Seleccionamos un motor eléctrico de las características siguientes :

Potencia nominal : 73 KW
Velocidad variable rango : 880-293 RPM
Voltaje : 440 Voltios
Tipo de corriente : Alterna

Condiciones de operación:

24 horas/día

choques moderados.

Fabricación : F.L. Smith Dinamarca

Con el motor eléctrico seleccionado y con la reducción total indicada ante-

riormente obtenemos velocidades en el horno rotatorio en rango : 1.27 - 0.42 RPM con lo cual estamos cubiertos ampliamente para una operación adecuada.

4.6.5.3.- Selección de la transmisión auxiliar de potencia.-

La transmisión auxiliar de potencia tiene los siguientes fines :

- Sirve para girar el horno lentamente en caso que falle el motor eléctrico principal por que es necesario girar el horno cuando está caliente.
- Para giros parciales mientras el horno alcanza su temperatura de trabajo durante la puesta en operación.
También cuando el horno es puesto fuera de operación.
- Para giros parciales por mantenimiento y cambio de refractarios.

Para nuestro caso utilizaremos para la transmisión auxiliar de potencia.

- Un motor eléctrico.
- Un reductor de velocidad.

Hacemos la aclaración que para el accionamiento de la transmisión auxiliar también podemos utilizar un motor diesel. En nuestro caso utilizamos un motor eléctrico por cuanto disponemos de grupos electrógenos auxiliares para el suministro de energía eléctrica de la planta.

Para giros parciales del horno recomiendan velocidades promedio : 0.12 RPM.

Como se cumple que la variación de las RPM es directamente proporcional al de la potencia tenemos :

$$P'_{rt} = \frac{N'}{N} \times P_{rt}$$

Siendo :

P'_{rt} = Potencia requerida referida al eje de salida del reductor de velocidad principal para accionar la transmisión auxiliar en KW.

N' = Velocidad del horno con la transmisión auxiliar en RPM.

Reemplazando :

$$P'_{rt} = \frac{0.12}{1.19} \times 54.99$$
$$P'_{rt} = 5.55 \text{ KW}$$

4.6.5.3.1.-Selección del reductor de velocidad auxiliar.-

La potencia requerida referida al eje de salida del reductor de velocidad auxiliar está dada por :

$$P_{rt} = \frac{P'_{rt}}{n_1 \cdot n_{ac}}$$

Siendo :

P_{rt} = Potencia requerida referida al eje de salida del reductor de velocidad auxiliar en KW.

n_1 = Eficiencia del reductor de velocidad principal.

n_{ac} = Eficiencia del acoplamiento.
Tomaremos : 0.99

$$5.55$$

$$P_{rr} = \frac{5.55}{0.96 \times 0.99}$$

$$P_{rr} = 5.84 \text{ KW.}$$

La potencia nominal del reductor de velocidad auxiliar está dado por :

$$P_{nr} = F.S. \times P_{rr}$$

Siendo :

P_{nr} = Potencia nominal del reductor auxiliar en KW.

F.S. = Factor de servicio. Consideraremos : 1.25

Reemplazando valores :

$$P_{nr} = 1.25 \times 5.84$$

$$P_{nr} = 7.30 \text{ KW.}$$

Calculamos la reducción total en el reductor de velocidad auxiliar, estimamos un motor eléctrico con velocidad de : 1,740 RPM.

Las RPM en el eje de salida del reductor de velocidad auxiliar es : (N_{ra})

$$N_{ra} = 012 \times \frac{112}{19} \times \frac{66}{19} \times 33.8462$$

$$N_{ra} = 83.17 \text{ RPM}$$

La reducción total requerida (m_r) en el reductor auxiliar es :

$$m_r = \frac{1,740}{83.17}$$

$$m_r = 20.921$$

Seleccionamos un reductor de velocidad de las siguientes características :

Potencia nominal : 7.38 KW

Reducción total : 20.3252

Tipo : Ejes paralelos horizontales.
 Fabricación : F.L. Smith Dinamarca

Como existe diferencia entre la reducción total nominal y la requerida tenemos que las RPM del horno con el sistema auxiliar (N') es :

$$1,740$$

$$N' = \frac{112}{19} \times \frac{66}{19} \times 33.846 \times 20.3252$$

$$N' = 0.124 \text{ RPM.}$$

4.6.5.3.2.- Selección del motor eléctrico auxiliar.-

La potencia requerida por el motor eléctrico auxiliar (P_{rm}) es :

$$P_{rm} = \frac{P_{rr}}{n_r \cdot n_{acc}}$$

Siendo :

n_r = Eficiencia del reductor de velocidad auxiliar. Consideramos : 0.96

n_{acc} = Eficiencia del acoplamiento. Consideramos : 0.99

Reemplazando :

$$P_{rm} = \frac{5.84}{0.96 \times 0.99}$$

$$P_{rm} = 6.14 \text{ KW}$$

La potencia nominal del motor eléctrico auxiliar está dado por :

$$P_{nm} = F.S. \times P_{rm}$$

Siendo :

P_{nm} = Potencia nominal del motor eléctrico auxiliar en KW.

F.S. = Factor de servicio. Tomaremos: 1.25

Reemplazando Valores :

$$P_{nm} = 1.25 \times 6.14$$

$$P_{nm} = 7.68 \text{ KW.}$$

Seleccionamos un motor eléctrico de las características siguientes :

Potencia nominal : 8.86 KW.

Velocidad : 1,740 RPM.

Voltaje : 440 Voltios

Tipo de corriente : Alterna

Condiciones de operación: Servicio intermitente. Choques moderados.

Fabricación : Nacional

Delcrosa;

tipo: NV 132 M.

4.7 .- Selección del sistema de refrigeración de los polines.-

El eje del polin gira sobre 2 chumaceras que se encuentran provistos de material anti-fricción lubricados por aceite el cual se calienta por la fricción entre el eje y chumacera y también existe incremento de temperatura por la transmisión de calor de la virola.

Por lo indicado se requiere un sistema de refrigeración para enfriamiento del aceite que consiste en hacer circular agua por la parte interior de las chumaceras.

En el punto : 4.6.5.1. calculamos la potencia para vencer el rozamiento (P_{ra}) siendo:

$$P_{re} = 15.67 \text{ KW}$$

Para cada polín es :

$$P_{re} \text{ (c/p)} = \frac{15.67}{12}$$

$$P_{re} \text{ (c/p)} = 1.31 \text{ KW}$$

La potencia para vencer el rozamiento expresado como calor corresponde a la que debe disipar el agua de refrigeración por lo tanto :

$$Q_{re} = \dot{m}_{ag} C_{pag} \Delta T_{ag}$$

Donde :

$Q_{re} =$ Potencia para vencer el rozamiento en cada polín en KW.

$\dot{m}_{ag} =$ Flujo de agua necesario para disipar el calor en Kg/s.

$C_{pag} =$ Calor específico del agua. Tomaremos : 4.176 KJ/kg°C.

$\Delta T_{ag} =$ Diferencia de temperaturas entre la salida y la entrada de agua en °C. La temperatura de salida es recomendable que no exceda de 40°C por razones de que no se formen excesivos sólidos en las líneas de refrigeración. Considerando la temperatura de salida del agua en 30°C. La temperatura de ingreso de agua en 10°C (ambiente) tenemos :

$$\Delta T_{ag} = 20^\circ\text{C}.$$

Reemplazando :

$$1.31 \text{ KW}$$

$$\dot{m}_{ag} = \frac{1.31 \text{ KW}}{4.176 \text{ KJ/Kg}^\circ\text{C} \times 20^\circ\text{C}}$$

$$4.176 \text{ KJ/Kg}^\circ\text{C} \times 20^\circ\text{C}$$

$$\dot{m}_{\text{co}} = 0.016 \text{ Kg/s}$$

Expresado el caudal en unidades de volumen por unidad de tiempo (\dot{V}_{co}) tenemos :

$$\dot{V}_{\text{co}} = \frac{0.016 \text{ Kg/s}}{1000 \text{ Kg/m}^3} \quad \dot{V}_{\text{co}} = 1.6 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

4.8.- Balance térmico teórico.-

4.8.1.- Cálculo de las entradas de calor en el Horno.-

En el punto : 4.2.3.1. se consideraron las entradas de calor al horno para calcular el consumo de combustible, por lo que vamos hacer referencia la simbología considerada y los valores que se han calculado.

Repasando las entradas de calor en el horno son :

- a).- Calor de la combustión.
- b).- Calor sensible del combustible.
- c).- Calor sensible del crudo seco.
- d).- Calor sensible del agua que ingresa con el crudo.
- e).- Calor sensible del aire.

4.8.1.1.- Cálculo del calor de la combustión.-

$$E_1 = K K_1$$
$$E_1 = 0.131 \text{ Kg-comb/Kg-cl} \times 41,304.81 \text{ KJ/Kg-comb.}$$
$$E_1 = 5,410.93 \text{ KJ/Kg-cl.}$$

4.8.1.2.- Cálculo del calor sensible del combustible.-

$$E_2 = K C_{\text{cc}} (T_{2\text{c}} - T_{1\text{c}})$$

Reemplazando valores :

$$E_2 = 22.93 \text{ KJ/Kg-cl.}$$

4.8.1.3.- Cálculo del calor sensible del crudo seco.-

$$E_3 = 7.13 \text{ KJ/Kg-cl Calculado en 4.2.3.1.3.}$$

4.8.1.4.- Cálculo del calor sensible del agua que ingresa con el consumo.-

$$E_4 = 17.42 \text{ KJ/Kg-cl Calculado en 4.2.3.1.4.}$$

4.8.1.5.- Cálculo del calor sensible del aire.-

En el punto:4.2.3.1.5.estimamos el calor sensible del aire en 20 KJ/Kg-cl por no tener en ese punto el valor del flujo de aire que ingresa al horno. En esta parte estamos en condiciones de calcular el calor sensible del aire, que está conformado por la suma de los calores sensibles del aire primario y del aire secundario.

Calculamos el calor sensible del aire primario : Sea :

$$E'_s = M_p C_{pa} (T_{1a} - T_{ca})$$

Donde :

E'_s = Calor sensible del aire primario en KJ/Kg-cl.

M_{ap} Flujo de aire primario que ingresa al horno en Kg-aire/Kg-cl de : 4.2.4.4.

T_{1a} = Temperatura de ingreso del aire primario al horno en °C

T_{ca} = Temperatura ambiente en °C.

C_{pa} = Calor específico del aire en KJ/Kg-°C.

Reemplazando valores :

$$E'_{sa} = 0.210 \text{ Kg-aire/Kg-clinker} \times 1.004 \text{ KJ/Kg-aire } ^\circ\text{C}(40-10)^\circ\text{C}.$$

$$E'_{sa} = 6.33 \text{ KJ/Kg-cl}$$

Calculamos el calor sensible del aire secundario :

Sea :

$$E''_{sa} = M_{sa} (T_{2sa} - T_{0sa})$$

Donde :

$$E''_{sa} = \text{Calor sensible del aire secundario en KJ/Kg-cl.}$$

$$M_{sa} = \text{Flujo de aire secundario que ingresa al horno en Kg-aire/Kg-clinker de : 4.2.5.}$$

$$T_{2sa} = \text{Temperatura de ingreso del aire secundario al horno en } ^\circ\text{C}.$$

Reemplazando valores :

$$E''_{sa} = 1.823 \text{ Kg-aire/Kg-cl} \times 1.004 \text{ KJ/Kg-aire } ^\circ\text{C}.(20-10)^\circ\text{C}.$$

$$E''_{sa} = 18.30 \text{ KJ/Kg-cl.}$$

Denominando :

$$E_s = \text{Calor sensible del aire total que ingresa al horno en KJ/Kg-cl.}$$

Se cumple :

$$E_s = E'_{sa} + E''_{sa}$$

Reemplazando valores :

$$E_s = 6.33 + 18.30$$

$$E_s = 24.63 \text{ KJ/Kg-cl.}$$

4.8.1.6.- Cálculo de las entradas de calor en el Horno.-

Denominando :

$$E_t = \text{Entrada de calor total en el horno}$$

Tenemos :

$$E_t = E_1 + E_2 + E_3 + E_4 + E_5$$

Reemplazando valores :

$$Et = 5,410.93 + 22.93 + 7.13 + 17.42 + 24.63$$

$$Et = 5,483.04 \text{ KJ/Kg-cl.}$$

4.8.2.- Cálculo de las salidas de calor en el horno.-

Las salidas de calor en el horno son :

- a).- Calor teórico requerido para la cocción del clinker.
- b).- Calor para evaporar el agua del crudo.
- c).- Calor sensible de los gases de salida.
- d).- Calor sensible del clinker.
- e).- Calor perdido por convección y radiación.
- f).- Calor perdido no determinado.

4.8.2.1.- Calor teórico requerido la cocción del clinker.-

El calor de formación del clinker puede calcularse según el método indicado por H. Zur Strassen estando en el rango : 1,630 1,800 KJ/Kg-cl. calculado según:

$$Q_1 = 9.29 (Al_2O_3) + 27.13 (MgO) + 32.01 (CaO) - 21.42 (SiO_2) - 2.47 (Fe_2O_3 + Mn_2O_3)$$

Q_1 Calor teórico requerido para la formación del clinker en KJ/Kg-cl.

Siendo: Al_2O_3 ; MgO ; CaO ; SiO_2 ; Fe_2O_3 ; Mn_2O_3 , los oxidos componentes del clinker expresados en porcentajes del clinker expresados en porcentaje en peso. Para nuestro caso recurrimos a lo cal-

culado en : 4.2.1. de tabla NO 4 tenemos :

Componentes	% Componente del clínker
CaO	66.10
MgO	2.43
SiO ₂	22.22
Al ₂ O ₃	6.17
Fe ₂ O ₃	3.08
Total	100.00

Reemplazando en la fórmula obtenemos :

$$Q_1 = 9.29(6.17) + 27.13(2.43) + 32.01(66.10) - 21.42(22.22) - 2.47(3.08)$$

$$Q_1 = 1,755.55 \text{ KJ/Kg-cl.}$$

4.8.2.2.- Calor para evaporar el agua del crudo.-

Es calculado :

$$Q_2 = W Q_m$$

Siendo :

Q_2 = Calor para evaporar el agua del crudo en KJ/Kg-cl.

W = Cantidad de agua expresada en Kg-agua/Kg-cl.

Siendo :

W = 0.8342 Kg-agua/Kg-cl calculado en 4.2.3.1.4.

Q_m = 2,453 KJ/Kg-agua (Calor necesario para la evaporación de 1 Kg-agua) (1)

Q_2 = 0.8342 Kg-agua/Kg-cl x 2,453 KJ/Kg-agua

Q_2 = 2,046.29 KJ/Kg-cl.

(1) O. Labahn : op. cit Pág.570.

4.8.2.3.- Calor sensible de los gases de salida.-

Es calculado por :

$$Q_s = M_{gt} C_{sg} (T_g - T_o)$$

Siendo :

Q_s = Calor sensible de los gases de salida en KJ/Kg-cl.

Expresado en : Gases totales producidos en la combustión: Kg-gases/Kg-cl calculado en : 4.2.6.4.;

$$M_{gt} = 3.541 \text{ Kg-gases/Kg-cl.}$$

C_{sg} = Calor específico de los gases de salida en KJ/Kg °K Calculado por la fórmula :

$$C_{sg} = 0.96 + 0.000209 T \quad (1)$$

Siendo : T = Temperatura de los gases de salida en °C.

Reemplazando para T= 150 °C :

$$C_{sg} = 0.96 + 0.000209 (150)$$

$$C_{sg} = 0.991 \text{ KJ/Kg °K}$$

T_g = Temperatura de los gases de salida en °C.

$$T_g = 150^\circ\text{C (Valor asumido)}$$

T_o = Temperatura ambiente en °C.

$$T_o = 10^\circ\text{C}$$

Reemplazando :

$$Q_s = 3.541 \text{ Kg-gases/Kg-cl} \times 0.991 \text{ KJ/Kg} \\ \text{K} (150 - 10)^\circ\text{C.}$$

$$Q_s = 491.28 \text{ KJ/Kg-cl.}$$

4.8.2.4.- Calor sensible del clinker.-

Sea :

Q_s = Calor sensible del clinker en KJ/Kg-cl.

Calculado en el punto 4.5.3.4. como "Calor residual en el clinker" tenemos :

$$Q_s = 99.90 \text{ KJ/Kg-cl}$$

4.8.2.5.- Calor perdido por convección y radiación.-

Tomando como referencia el punto 4.4.2. "Determinación de las zonas del horno" y el punto : 4.4.2.7. "Distribución de temperaturas en el horno rotativo" procedemos para un mejor análisis a dividir el horno en zonas para calcular los calores perdidos por convección y radiación. Asumiendo una temperatura de chapa promedio para cada zona y con la temperatura ambiente $T_a = 10^\circ\text{C}$ obtendremos de la FIG. 12 el valor del coeficiente global de transferencia de calor U_{g1} . Por lo tanto obtenemos :

Zona I.- Zona de secado ;

$$\text{Long} = 23.40 \text{ mts.}$$

$$T_{\text{chapa}} = 85^\circ\text{C}$$

$$U_{g1} = 600 \text{ KJ/m}^2\text{h}$$

Zona II.- Zona de Precalentamiento;

$$\text{Long} = 15.60 \text{ mts.}$$

$$T_{\text{chapa}} = 125^\circ\text{C}$$

$$U_{g2} = 2,600 \text{ KJ/m}^2\text{h}$$

Zona III. Zona de calcinación ;

$$\text{Long} = 18.20 \text{ mts.}$$

$$T_{\text{chapa}} = 180^\circ\text{C}$$

$$U_{g3} = 7,400 \text{ KJ/m}^2\text{h}$$

Zona IV.- Zona de transición 1 y 2;
Long = 10.40 mts.
 $T_{chapa} = 240^{\circ}\text{C}$.
 $U_{ga} = 14,800\text{KJ/m}^2\text{h}$

Zona V.- Zona de sinterización ;
Long = 10.40 mts.
 $T_{chapa} = 325^{\circ}\text{C}$
 $U_{ga} = 28,200\text{KJ/m}^2\text{h}$

Zona VI.- Zona de enfriamiento;
Long = 5.80 mts.
 $T_{chapa} = 250^{\circ}\text{C}$
 $U_{ga} = 13,800 \text{ KJ/m}^2\text{h}$

Observación, en lo referente a la zona de enfriamiento se ha considerado la longitud de los tubos enfriadores calculados en : 4.5.3. Para las zonas I; II; III; IV; y V podemos aplicar :

$$Q_1 = \frac{U_{ga} A_1}{M_{c1}}$$

Siendo :

Q_1 = Calor perdido por convección y radiación en la zona considerada en KJ/Kg-cl .

U_{ga} = Coeficiente global de transferencia de calor obtenido en la FIG. 12.

A_1 = Area exterior de la zona en m^2 .

M_{c1} = Flujo de clínker.

Siendo 7,500 Kg/hr

Reemplazando valores obtenemos :

Zona I.-

$$Q_x = \frac{600 \text{ KJ/m}^2\text{h} \times \pi \times 2.60\text{m} \times 23.40\text{m}^2}{7,500 \text{ Kg-cl/h}}$$

$$Q_x = 15.29 \text{ KJ/Kg-cl.}$$

Zona II.-

$$Q_{II} = \frac{2,600 \text{ KJ/m}^2\text{h} \times \pi \times 2.60\text{m} \times 15.60\text{m}^2}{7,500 \text{ Kg-cl/h}}$$

$$Q_{II} = 44.17 \text{ KJ/Kg-cl.}$$

Zona III.-

$$Q_{III} = \frac{7,400 \text{ KJ/m}^2\text{h} \times \pi \times 2.60\text{m} \times 18.20\text{m}^2}{7,500 \text{ Kg-cl/h}}$$

$$Q_{III} = 146.68 \text{ KJ/Kg-cl}$$

Zona IV.-

$$Q_{IV} = \frac{14,800 \text{ KJ/m}^2\text{h} \times \pi \times 2.60\text{m} \times 10.40\text{m}^2}{7,500 \text{ Kg-cl/h}}$$

$$Q_{IV} = 167.63 \text{ KJ/Kg-cl.}$$

Zona V.-

$$Q_V = \frac{28,200 \text{ KJ/m}^2\text{h} \times \pi \times 2.60\text{m} \times 10.40\text{m}^2}{7,500 \text{ Kg-cl/h}}$$

$$Q_V = 319.41 \text{ KJ/Kg-cl}$$

Zona VI.-

$$Q_{VI} = 335.27 \text{ KJ/Kg-cl} \quad (\text{Calculado en: 4.5.3.4.})$$

Denominando :

Q_5 = Calor perdido por convección y radiación en KJ/Kg-cl.

Tenemos :

$$Q_5 = Q_1 + Q_{11} + Q_{111} + Q_{110} + Q_0 + Q_{01}$$

$$Q_5 = 15.29 + 44.17 + 146.68 + 167.63 + 319.41 + 335.27$$

$$Q_5 = 1,028.45 \text{ KJ/Kg-cl.}$$

4.8.2.6.- Calor perdido no determinado.-

Denominando :

Q_6 = Calor perdido no determinado en KJ/Kg-cl

Es obtenido por la relación :

$$Q_6 = E_t - (Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5)$$

Reemplazando valores ;

$$Q_6 = 5,473.87 - (1,755.55 + 2,046.29 + 491.29 + 99.90 + 1,028.45)$$

$$Q_6 = 52.40 \text{ KJ/Kg-cl.}$$

4.8.3.- Resumen del balance térmico teórico.-

Efectuamos en la tabla N° 14 el resumen de los valores calculados en : 4.8 y expresado en porcentaje nos va a servir de referencia óptima.

TABLA 14. RESUMEN DEL BALANCE TERMICO TEORICO

BALANCE TERMICO TEORICO					
ENTRADAS DE CALOR EN KJ/Kg-cl		%	SALIDAS DE CALOR EN KJ/kg-cl		%
CALOR DE LA COMBUSTION	5,410.93	98.68	CALOR PARA LA COCCION DEL CLINKER	1,755.55	32.02
CALOR SENSIBLE DEL COMBUSTIBLE	22.93	0.42	CALOR PARA EVAPORAR EL AGUA DEL CRUDO	2,046.23	37.32
CALOR SENSIBLE DEL CRUDO SECO	7.13	0.13	CALOR SENSIBLE DE LOS GASES DE SALIDA	491.28	8.36
CALOR SENSIBLE DEL AGUA DEL CRUDO	17.42	0.32	CALOR SENSIBLE DEL CLINKER	99.90	1.82
CALOR SENSIBLE DEL AIRE	24.63	0.45	CALOR PERDIDO POR CONVECCION Y RADIACION	1,028.45	18.76
			CALOR PERDIDO NO DETERMINADO	61.57	1.12
TOTAL, ENTRADAS DE CALOR	5,483.04	100.00	TOTAL SALIDAS DE CALOR	5,483.04	100.00

5.- Alineamiento y operación del horno.-

5.1. Alineamiento y operación del horno.-

El alineamiento del horno tiene por objetivo que el eje del horno se mantenga lineal, entendiendo como eje del horno la línea axial que va imaginariamente en el centro de la virola del horno.

El horno cuando se encuentra alineado es garantía de un buen funcionamiento donde resaltan los siguientes aspectos :

Se dice que el horno flota durante la operación, cuando varía su posición hacia arriba y hacia abajo desplazándose en una pequeña magnitud a lo largo del eje axial. Es una buena condición de trabajo por que el desgaste de los polines y las llantas son uniformes.

El funcionamiento de los polines es normal evitándose sobrecargas que pueden producir la rotura de los polines.

La potencia requerida para el funcionamiento es mantenida dentro de los rangos normales.

Para la determinación del lado derecho ó izquierdo del horno lo hacemos con la referencia del flujo de material dentro del horno.

5.1.1.- Procedimiento para el alineamiento del horno.-

El procedimiento para el alineamiento del horno consiste en ubicar el eje del horno y mantenerlo recto.

Para facilidad de cálculos efectuaremos el alineamiento en los planos horizontal FIG. 26A y vertical FIG. 26B.

Tenemos las siguientes dimensiones calculadas anteriormente :

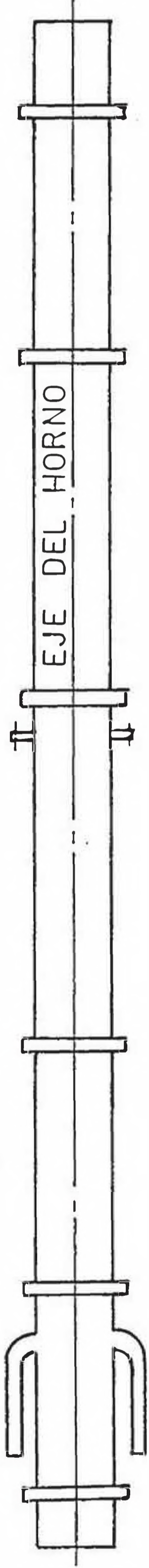


FIG. 26 A VISTA DEL HORNO EN EL PLANO HORIZONTAL

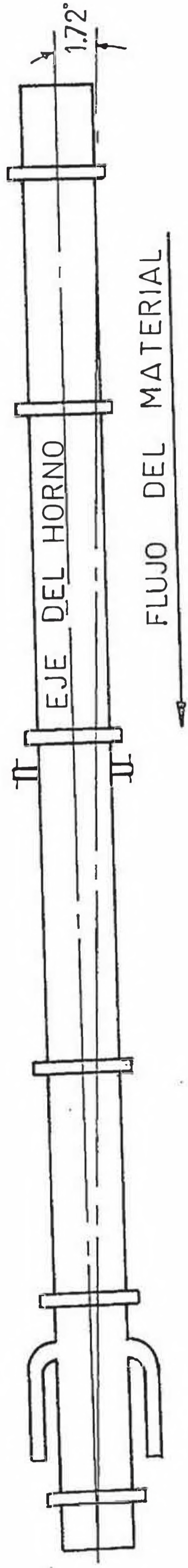


FIG. 26 B VISTA DEL HORNO EN EL PLANO VERTICAL

Diámetro de las llantas : 3.067 mm ϕ

Diámetro de los polines : 1,020 mm ϕ

Determinamos las condiciones, en que son montados las llantas y los polines del horno.

Para las seis bases se cumple el croquis de la FIG. 27.

El triángulo ABC es un triángulo equilátero.

Siendo :

R_{11} = Radio exterior de las llantas en mm.

r_p = Radio exterior de los polines en mm.

X = Distancia del eje del horno en el plano horizontal al centro del polín en mm.

Se cumple :

$$X + \frac{R_{11} + r_p}{2}$$

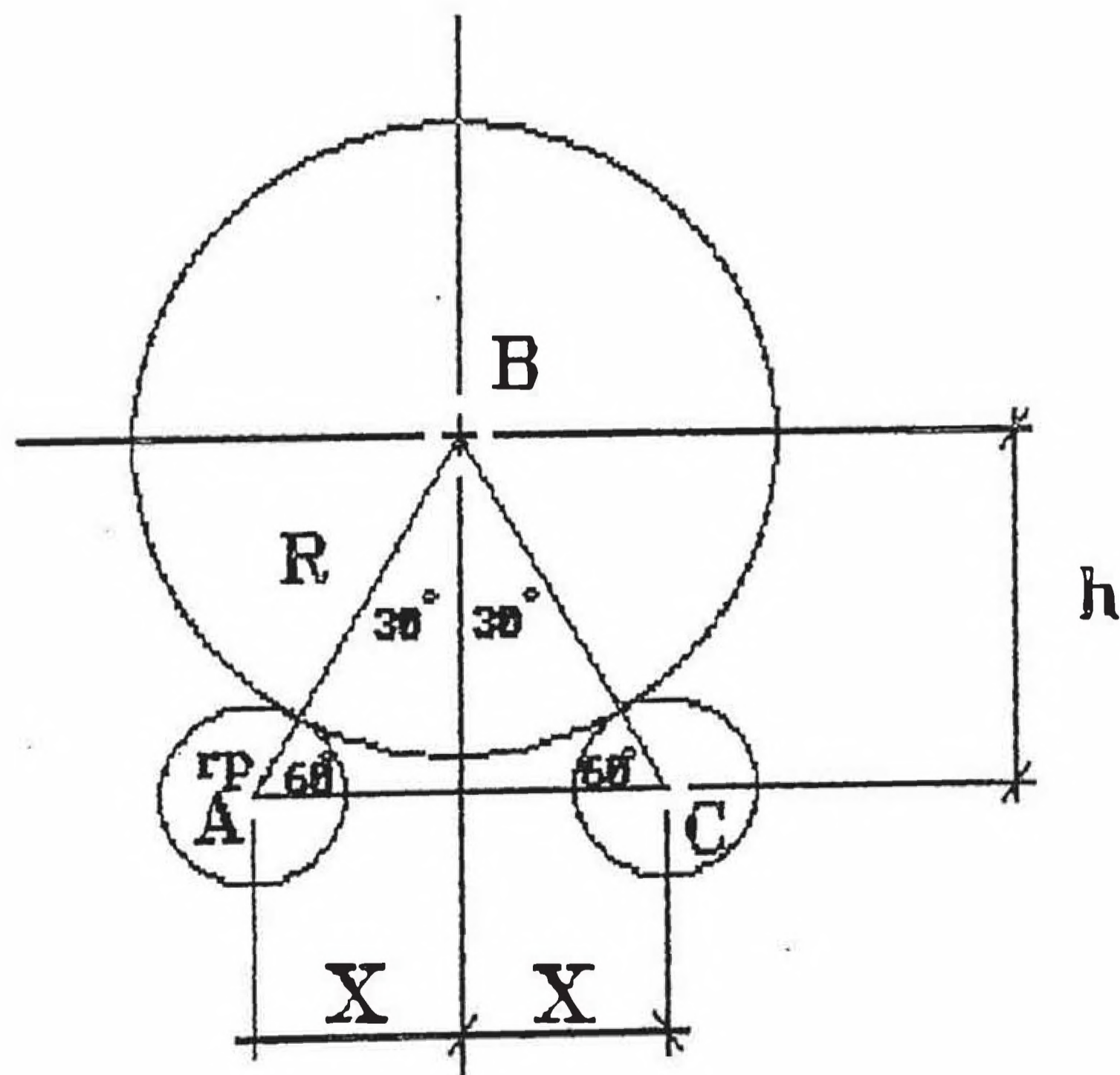


FIG. 27

Reemplazando valores :

$$R_{11} = 1,533.5 \text{ mm}$$

$$r_p = 510 \text{ mm.}$$

Tenemos :

$$X = \frac{1,533.5 + 510}{2}$$

$$X = 1,021.75 \text{ mm}$$

Calculamos la altura "h" del triángulo equilátero ABC se cumple :

$$h = (R_{11} + r_p) \cos 30$$

$$h = (1,533.5 + 510) \cos 30$$

$$h = 1,769.72 \text{ mm}$$

El alineamiento del horno en el plano horizontal podemos calcularlo según el procedimiento de trazar dos ejes paralelos al eje del horno con un teodolito uno al lado derecho y otro al lado izquierdo tomando una distancia adecuada de 1,800 mm de la proyección del eje del horno en el plano horizontal, podemos determinar las distancias de las caras de los polines y llantas a dichos ejes. Las figuras 28 y 29 nos muestran los resultados obtenidos, corresponde a la posición de los polines y llantas del horno cuando han sido montados.

Efectuamos el alineamiento del horno en el plano vertical tomamos una altura de referencia entre la cota del terreno y el centro del horno en la base VI al cual denominaremos elevación de : 5.00 mts. considerando la pendiente del horno las elevaciones del centro del horno en las restantes bases son :

Elevación en la base VI : 5,000 mm.

Diferencia de elevación entre bases VI y V :
450 mm.

Elevación base V : 5,450 mm.

Diferencia elevación entre base V y IV
618 mm.

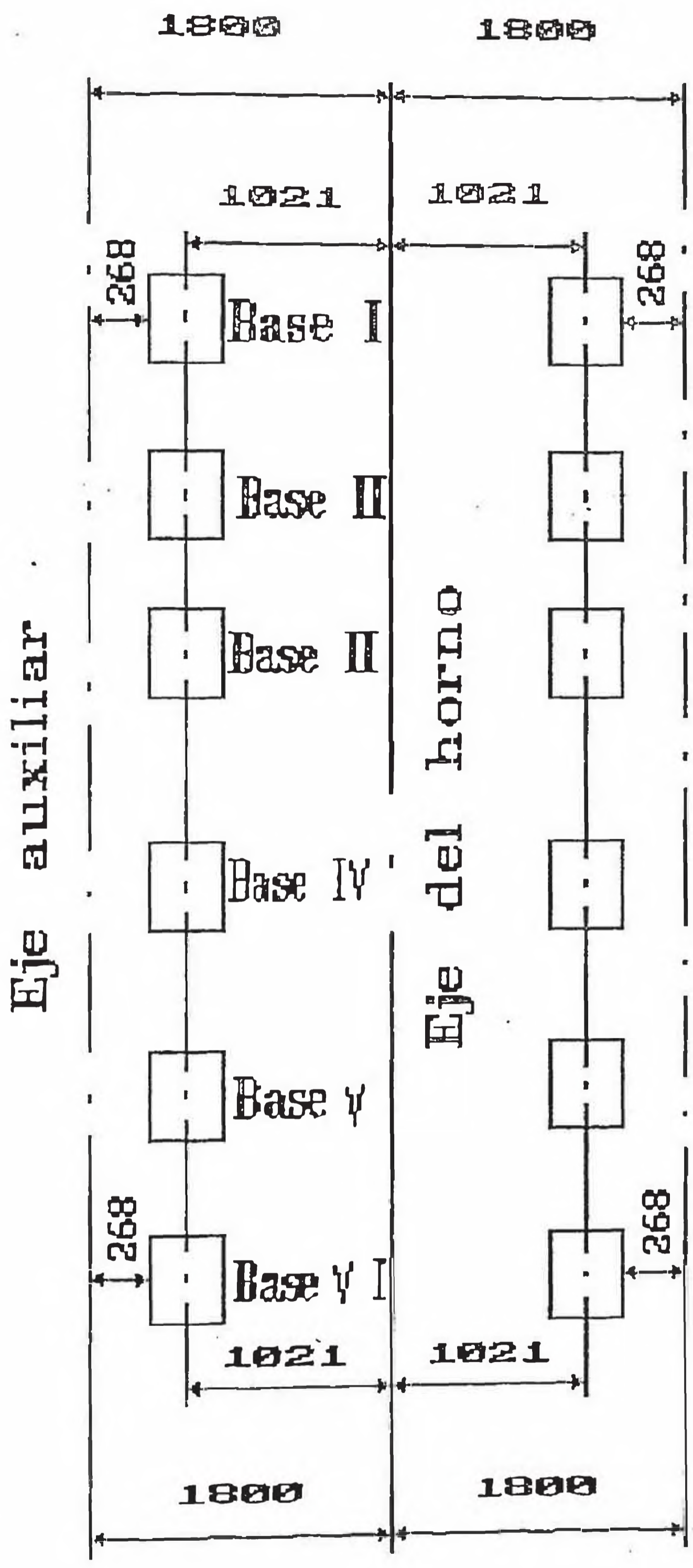


FIG. 28 CROQUIS DEL ALINEAMIENTO DE LOS POLINES DEL HORNO

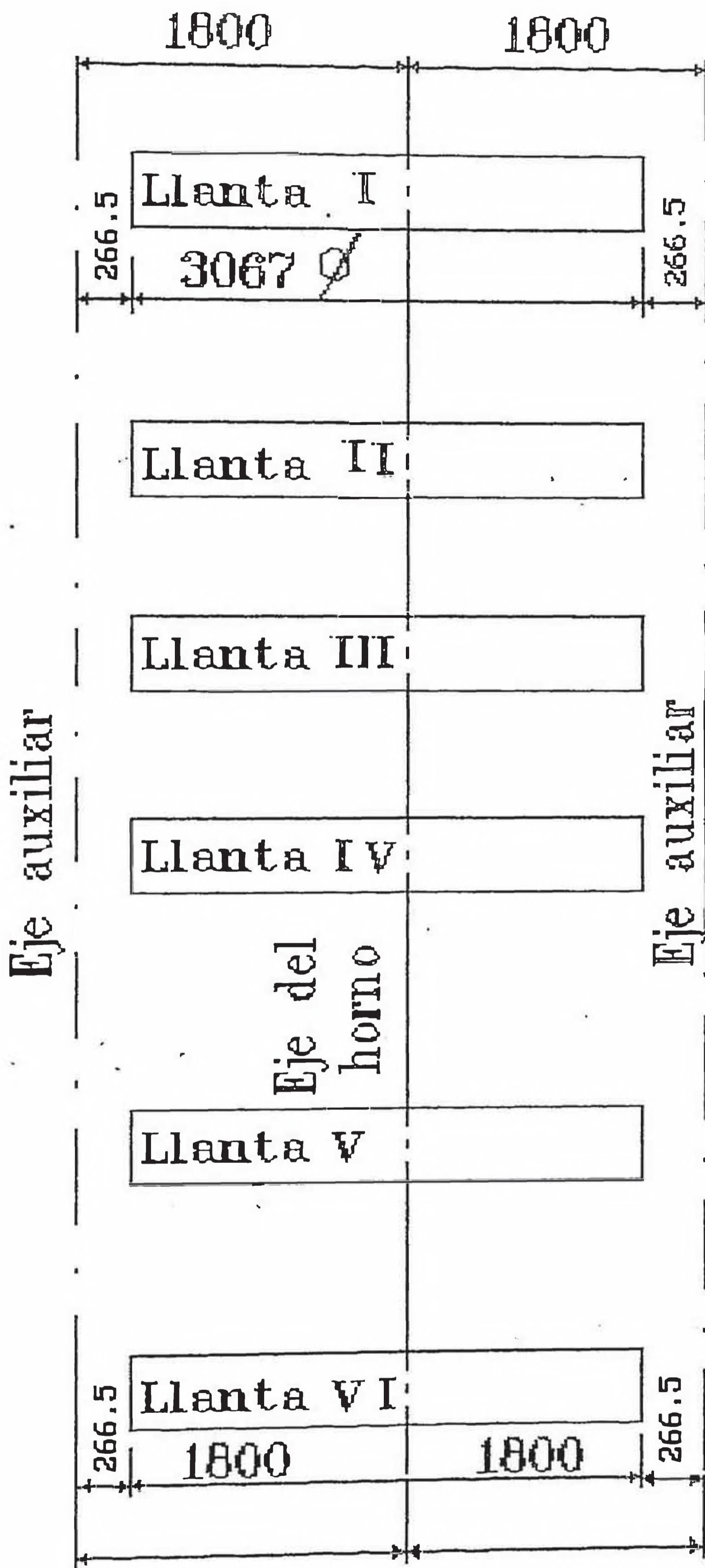


FIG. 29 CROQUIS DEL ALINEAMIENTO DE LAS LLANTAS DEL HORNO

Elevación base IV : 6,068 mm.

Diferencia elevación entre base
IV y III : 618 mm.

Elevación base III : 6,686 mts.

Diferencia elevación entre base III y II :
450 mm.

Elevación base II : 7.136 mts.

Diferencia elevación entre base II y I :
360 mm

Elevación base I : 7,496 mm.

Si a estas elevaciones se le agrega el radio de las llantas en cada una de las bases tenemos las elevaciones en la parte superior y central de las llantas.

Elevación superior de la llanta VI: 1,533.50
+ 5,000 = 6,533.50mm.

Elevación superior de la llanta V: 1,533.50
+ 5,450 = 6,983.50mm.

Elevación superior de la llanta IV: 1,533.50
+ 6,068 = 7,601.50mm.

Elevación superior de la llanta III: 1,533.50
+ 6,686 = 8,219.50mm.

Elevación superior de la llanta II: 1,533.50
+ 7,136 = 8,669.50mm.

Elevación superior de la llanta I: 1,533.50
+ 7,496 = 9,029.50mm.

Si a la elevación del centro del horno de las diferentes bases se le quita el valor correspondiente de $h = 1,769.723$ mm. tenemos las elevaciones en el centro de los polines.

Elevación centro de los polines base VI :

5,000.000

1,769.723

3,230.277

Elevación centro de los polines base V :

5,450.000

1,769.723

3,680.277

Elevación centro de los polines base IV :

6,068.000

1,769.723

4,298.277

Elevación centro de los polines base III:

6,686.000

1,769.723

4,916.277

Elevación centro de los polines base II :

7,136.000

1,769.723

5,366.277

Elevación centro de los polines base I :

7,496.000

1,769.723

5,726.277

Para aclaración presentamos la TABLA 15 en donde tabulamos los valores encontrados :

TABLA 15 RESUMEN DE LAS ELEVACIONES DE FOLINES; LLANTA Y PARTE SUPERIOR DE LA LLANTA.

BASE	ELEVACION DEL CENTRO DE LOS FOLINES	ELEVACION DEL CENTRO DE LA LLANTA	ELEVACION DEL PUNTO SUPERIOR DE LA LLANTA
I	5,726	7,496	9,029.50
II	5,366	7,136	8,669.50
III	4,916	6,686	8,219.50
IV	4,298	6,068	7,601.50
V	3,680	5,450	6,983.50
VI	3,230	5,000	6,533.50

Los valores anteriormente calculados corresponden cuando el horno fue montado, cuando se producen desgastes en los polines y las llantas es indudable que las condiciones anteriormente expuestas tienen que variar y tenemos que efectuar cálculos y alinear el horno conservando que se forme el triángulo equilátero. ABC.

5.2.- Operación del horno.-

5.2.1.- Descripción de las Instalaciones.-

La instalación comprende tomando como referencia la FIG.30 esencialmente un horno rotatorio (HR) con enfriadores planetarios (EP) incorporados, una instalación de calentamiento para el combustible (IC), además de diversos aparatos de alimentación. La pasta que es el producto en proceso se alimenta al horno por el alimentador de pasta (AF) un sistema de rebosadura y un dispositivo de sincronización aseguran una alimentación

constante por cada giro del horno, a la velocidad determinada para el horno y el aparato de alimentación.

Los gases de humo que son aspirados por el ventilador (VG) se conducen directamente a la chimenea (C). Las deposiciones de polvo y la pasta eventualmente derramada en la cámara de humos (CH) se extraen mediante un transportador helicoidal (TH).

5.2.2.- Procedimiento para arranque y puesta en operación del horno.-

En primer término tenemos la marcha de ensayo en vacío, se ensayan todas las máquinas dejándolas funcionar en vacío 24 horas como mínimo. Al mismo tiempo debe comprobarse que funcionen debidamente todos los sistemas de interbloqueo eléctrico entre las diferentes máquinas, lo mismo que todos los sistemas de accionamiento eléctrico, indicaciones y señales. También debe de ensayarse en especial el motor (MA) para dar giros parciales al horno.

Cuidese de que se disponga de pasta lista para ser alimentada al horno. De ser posible la pasta debe tener la facilidad para la formación de costra que es una capa protectora del revestimiento refractario.

En la instalación de calentamiento del combustible se hacen los siguientes preparativos. Poner en marcha el calentamiento por vapor del combustible en el tanque (TC).

Manténgase por de pronto vacíos los conductos de combustible desde el tanque hasta el quemador del horno (QH). Todas las válvulas de combustible tienen que quedar cerradas hasta más tarde, exceptuándose aquellas junto al regulador de presión (RF) que deben abrirse por completo. En el tanque (TC) se controlan el indicador del nivel de combustible.

Ventilar bien el horno y los ductos de gases como sigue :

Arrancando el ventilador de gases con el registro (RC) cerrado.

Abriendo el registro (RC) completamente.

Parar el ventilador y cerrar el registro (RC) al cabo de unos 10 minutos.

Después de la ventilación, amontónese una pila grande de leña, dentro del horno para encenderla.

Los trozos de leña, tablas o tablones se apilan en cruces en todas la altura de la sección del horno, de modo que se asegure el paso suficiente de aire. No deben ser ni tan delgadas que se quemen en seguida ni tan gruesa (100 x 100 mm de sección como máximo) que se inflamen con dificultad. Los trozos de leña deben ser más o menos de igual tamaño todos para que ardan por igual.

Si " D_1 " representa el diámetro interior del revestimiento del horno en la zona de cocción, el largo de la pila de leña en el sentido longitudinal del horno debe ser $0.5 D_1$ aprox. y la distancia desde la boca del tubo del quemador hasta el extremo más cer-

cano de la pila de leña debe ser D_1 aprox. También se coloca tela gruesa corriente, empapado con petróleo diesel Nº 2.

Antes de proceder al encendido del horno, el combustible debe estar en circulación teniendo la temperatura correcta en la estación de control (EC). El encendido del quemador del combustible se realiza de acuerdo con los puntos siguientes :

Arránquese el ventilador de gases (VG) con el registro (RC) cerrado.

Enciéndase la hoguera de leña mencionada anteriormente.

Arránquese el ventilador de aire primario (VF) con las válvulas V_1 y V_2 cerradas.

Cuando toda la pila de leña esta prendida por el fuego desarrolle el calor suficiente. Proceder a inyectar combustible encendiéndose el horno.

Cuando el quemador esta encendido se tiene que ir regulando el combustible y el aire primario hasta obtener la relación de mezcla correcta de combustible/aire hasta que la llama tenga el aspecto correcto a una intensidad moderada de la llama.

El revestimiento refractario del horno tiene que calentarse con mucho cuidado, la llama no debe aumentarse, ni con demasiada fuerza, ni con demasiada frecuencia, mientras el horno se encuentre sin alimentación de pasta.

El calentamiento del horno debe hacerse con el mínimo de tiro posible, es decir con el registro de gases (RG) ligeramente abierto. Sin embargo, hay que evitar que la llama venga a despedir humo negro, por falta de

aire o que sea repulsada por una sobrepresión cerca de la salida del horno. El medidor de oxígeno, porcentaje de O_2 debe estar conectado y registrar un pequeño porcentaje de O_2 en los gases.

A los 10 a 15 minutos de encenderse el horno, pero a más tardar, cuando el revestimiento de la zona de cocción empieza a ponerse rojizo por el calor, debe moverse el horno a cortos intervalos, parte para compensar las dilataciones térmicas, parte para obtener un calentamiento por igual del revestimiento refractario.

Con el motor auxiliar (MA) se comunica al horno 1/8 de vuelta a la vez, hasta que la hoguera de leña se haya quemado completamente después de 45 minutos, aprox. Sólo entonces se puede decir que el calentamiento del horno se ha iniciado y la llama se ha estabilizado. Durante la etapa de calentamiento se gira el horno de manera intermitente a razón de determinadas fracciones de una rotación de la manera siguiente :

- Temperatura de la zona de sinterización menor que $200^{\circ}C$; Se gira 1/8 de vuelta cada hora.

Temperatura de la zona de sinterización entre $200^{\circ}C$ y $900^{\circ}C$; se gira 1/4 de vuelta cada 15 minutos.

Temperatura de la zona de sinterización mayor que $900^{\circ}C$; Se gira lenta y continuamente con una velocidad aproximadamente 0.1 a 0.2 RPM.

Tan pronto como se haya puesto el horno a marcha lenta, puede abrirse algo más gradualmente, el registro de gases (RG) de modo

que la temperatura de la cámara de humos (T_{ch}) suba sucesivamente a su valor normal. Alcanzando este valor, debe agregarse agua a la entrada del horno por 5 a 10 minutos, parte para impedir un aumento demasiado grande de la temperatura en cámara de humos y parte para humedecer el revestimiento del horno tanto que no absorba el agua de la pasta en la parte superior del sistema de cadenas.

Concluidos estos pasos se debe de ajustar para marcha sincronizada el motor eléctrico principalmente (MF) está funcionando excitando el generador sincronizado (G), el cual suministra corriente al motor (GS) del aparato alimentador (AF), cuando la marcha está sincronizada.

Arrancando el aparato alimentador de pasta (AF), se inicia la alimentación de pasta, empieza a formarse la carga en el horno. A medida que la carga del material crece en el sentido longitudinal del horno, pueden aumentarse gradualmente las cantidades de combustible y aire primario y también abriendo algo más el registró de gases (RG).

Habiendo pasado las primeras cantidades del material por la zona de cocción se toma una muestra del primer producto cocido y examínese el grado de cocción de la muestra. El resultado de este exámen determinará la adaptación posterior del suministro de calor y la velocidad del horno.

Si resulta necesario para obtener una formación más correcta de la llama, puede aspirarse aire caliente por la válvula (V_2).

Cuando el horno funciona correctamente a la producción baja con que ha trabajado hasta el momento pueden aumentarse paulatinamente la alimentación de pasta y la velocidad del horno hasta la plena producción. Esto debe hacerse en varias etapas, primero a intervalos de unas 12 horas, más tarde de 24 horas. Como, gradualmente, habrá cada vez mayor cantidad de material para absorber el calor, hay que aumentar correspondientemente las cantidades de combustible y aire primario, más el tiro en la cámara de humos para que la temperatura se mantenga dentro de lo necesario. Los diferentes registros se ajustan gradualmente a las posiciones normales.

5.2.3.- Balance térmico real.-

5.2.3.1.- Datos de condiciones de operación del horno.-

Para el balance térmico real hacemos referencia a la secuencia de cálculo efectuada en 4.8. "Balance térmico teórico" utilizaremos la misma simbología con datos de condiciones de operación del horno reales los cuales se han tomado luego de estabilizarse las condiciones de operación y en observaciones de 30 días de operación. Es necesario remarcar que en algunos se tienen que efectuar cálculos preliminares para poder utilizar los resultados obtenidos en la secuencia de cálculo del Balance térmico real por lo que aprovecharemos esta parte para efectuarlos.

Para la pasta cruda : Calculamos el factor de conversión del crudo seco a clinker.

En el punto 4.2.1.1. calculamos el factor teórico de conversión de crudo seco a clínker denominado (F). en esta parte calcularemos el factor de conversión de crudo seco a clínker conociendo los siguientes datos tomados :

Consumo de pasta cruda seca : 12.168 TM/h obtenido de las mediciones efectuadas por diferencia en el consumo de pasta del silo de almacenamiento de pasta para alimentar al horno.

Producción de clínker del horno : 7,720 TM/h. Obtenido de promediar los controles de pesado del clínker producido.

Por lo tanto :

$$F = \frac{12.168 \text{ TM/h crudo seco}}{7.20 \text{ TM/h clínker}}$$
$$F = 1.5762 \text{ TM. crudo seco/TM. clínker.}$$

Temperatura de ingreso de pasta cruda en el horno ($T_{\text{in}} = 19 \text{ }^{\circ}\text{C}$)

Porcentaje del contenido de agua del crudo $a = 35 \%$

Para el combustible : Usamos el petróleo industrial NQ 6 tenemos los siguientes datos :

Temperatura del F.I. NQ 6 en el tanque diario ($T_{0c} = 10 \text{ }^{\circ}\text{C}$)

Temperatura de salida del F.I. NQ 6 del tanque diario ($T_{1c} = 56 \text{ }^{\circ}\text{C}$).

Temperatura de ingreso del F.I. NQ 6 al quemador ($T_{2c} = 115 \text{ }^{\circ}\text{C}$)

Consumo de petróleo industrial NQ 6 : 1.26 m³/h.

El consumo unitario de F.I. NQ 6 es :

$$K' = 43.121 \text{ Gal/Ton-clínker.}$$

Siendo el peso específico del P.I. NO 6

$$\tau_c = 914 \text{ Kg/m}^3 \text{ (3.459 Kg/Gl)}$$

$$K = 0.149 \text{ Kg-comb/Kg-clínker.}$$

Para el aire primario tenemos :

Temperatura de ingreso del aire primario al horno ($T_{1m} = 38 \text{ }^\circ\text{C}$)

Diferencia de presiones dinámicas en mm. agua ($h_m = 3.0 \text{ mm H}_2\text{O}$).

Diámetro del ducto de aire ($d_m = 0.35 \text{ mts}$) se cumple :

$$C_{m\max} = \sqrt{2 g h_m \frac{\tau_{\text{agua}}}{\tau_{\text{aire}}}} \quad (1)$$

$$C_{m\max} = 0.82 C_{m\max} \text{ (Para flujos turbulentos)} \quad (2)$$

$$V_p = C_m \frac{\pi d_m^2}{4} \quad (3)$$

Siendo :

$C_{m\max}$ = Velocidad máxima del aire en m/s.

g = Aceleración de la gravedad en m/s^2

τ_{agua} = Peso específico del agua en Kg/m^3

τ_{aire} = Peso específico del aire en Kg/m^3

V_p = Caudal de aire primario en m^3/s a condiciones ambientales.

C_m = Velocidad media del aire en m/s

Reemplazando valores :

$$g = 9.81 \text{ m/s}^2$$

$$h_m = 3.0 \text{ mm H}_2\text{O}$$

$$\tau_{\text{agua}} = 1,000 \text{ Kg/m}^3$$

$\rho_{\text{aire}} = 0.760 \text{ Kg/m}^3$ (Densidad del
aire a 38 °C)

$d_a = 0.35 \text{ m}$

Tenemos : En la ecuación (1)

$$C_{\text{máx}} = \sqrt{2 \times 9.81 \times 3 \times 10^{-3} \times \frac{1,000}{0.760}}$$

$$C_{\text{máx}} = 8.80 \text{ m/s}$$

En la ecuación (2)

$$C_m = 0.82 \times 8.80$$

$$C_m = 7.22 \text{ m/s}$$

En la ecuación (3)

$$\pi (0.35)^2$$

$$V_p = 7.22 \frac{\quad}{4}$$

$$V_p = 0.695 \text{ m}^3/\text{s}$$

El caudal de aire primario expresado en
peso por Kg-clínker (M_p) es :

$$3,600$$

$$M_p = 0.695 \times 0.760 \frac{\quad}{7,720}$$

$$M_p = 0.246 \text{ Kg-aire/Kg-clínker}$$

Para el aire falso que está referido al
ingreso de aire por la parte del sello
ubicado en la parte terminal del horno.

Consideraremos los siguientes datos ;

Diámetro de la parte terminal del horno
que ensambla con el escudo : (d_i)

Diámetro del escudo del horno : (d_e)

Velocidad del aire aspirado del ambien-
te (C_r)

Se cumple :

$$V_r = \frac{C_r \pi (d_i^2 - d_e^2)}{4}$$

Donde :

V_f = Caudal de aire falso a condiciones ambientales en m^3/s ,

C_f = Velocidad del aire falso aspirado ambiente en m/s .

Reemplazando valores :

$C_f = 2 \text{ m/s}$ (Valor promedio considerado)

$d_1 = 1.686 \text{ mts.}$

$d_2 = 1.65 \text{ mts.}$

$$V_f = \frac{2 \pi (1.686^2 - 1.65^2)}{4}$$

$$V_f = 0.188 \text{ m}^3/\text{s}$$

El caudal de aire falso expresado en peso a condiciones ambientales (M_f) en Kg-aire/Kg-clínker.

$$M_f = \frac{0.188 \times 0.835 \times 3,600}{7,720}$$

$$M_f = 0.073 \text{ Kg-aire/Kg-cl.}$$

Para el aire secundario, de : 4.2.5. se cumple :

$$M_s = M - M_p - M_f \quad (1)$$

El aire necesario para la combustión (M) con 8 % de exceso de aire fue calculado en : 4.2.4.3. a condiciones ambientales (M'_o) correspondiendo el mismo valor para los datos reales. :

Por lo tanto :

$$M'_o = 2.096 \text{ Kg-aire/Kg-clínker}$$

Reemplazando en la fórmula (1) obtenemos el caudal de aire secundario expresado en peso :

$$M_m = 2.096 - 0.246 - 0.073$$

$$M_m = 1.777 \text{ Kg-aire/Kg-clinker}$$

La temperatura de ingreso del aire secundario al horno a traves de los enfriadores (T_{2m}) es :

$$T_{2m} = 19 \text{ }^\circ\text{C}$$

Para los gases de salida, tenemos el análisis de los gases que es obtenido utilizando un analizador de las características siguientes :

Marca : Teledyne Analytical

Modelo : 9100 X

Sensibilidad : 2 %

220 Voltios : 50/60 H.z.

Analiza : CO_2 ; CO ; O_2 ; N_2

El análisis de los gases, expresado en porcentajes de los componentes en volumen es :

Anhidrido Carbónico : $\text{CO}_2 = 23.7 \%$

Oxígeno : $\text{O}_2 = 1.5 \%$

Nitrógeno : $\text{N}_2 = 74.8 \%$

El exceso de aire resulta de la fórmula:

$$n = \frac{1}{1 - 3.762 \frac{\text{O}_2}{\text{N}_2}}$$

Reemplazando datos :

$$n = \frac{1}{1 - 3.762 \frac{1.5}{74.8}}$$

$$n = 1.08$$

Exceso de aire es : 8 %

Calculamos el caudal de gases de salida del horno utilizando las siguientes fórmulas :

$$C_{m\acute{a}x} = \sqrt{2 g h_a \frac{\tau_{\text{agua}}}{\tau_{\text{gases}}}} \quad (1)$$

$$C_{m\acute{a}x} = 0.82 C_{m\acute{a}x0} \quad (2)$$

$$\pi d_g^2$$

$$V'_{gt} = C_{mg} \frac{\quad}{4} \quad (3)$$

Siendo :

$C_{m\acute{a}x0}$ = Velocidad máxima de los gases en m/s.

g = Aceleración de la gravedad en m/s^2 .

h_a = Diferencia de presiones dinámicas en mm de agua.

τ_{agua} = Peso específico del agua en Kg/m^3

τ_{gases} = Peso específico de los gases en Kg/m^3

C_{mg} = Velocidad media de los gases en m/s.

V'_{gt} = Caudal de los gases de salida expresado en volumen en m^3/s

d_g = Diámetro del ducto de salida de gases en mts.

Préviamente obtenemos el peso específico de los gases (τ_g) de la forma siguiente:

Expresando a condiciones normales :

$$\text{CO}_2 = 0.237 \times 1.9768 = 0.469$$

$$\text{O}_2 = 0.015 \times 1.4290 = 0.021$$

$$\text{N}_2 = 0.748 \times 1.2507 = 0.936$$

$$1.426 \text{ Kg/m}^3$$

Expresando a las condiciones de trabajo de los gases del Horno, es decir :

$$P = 485 \text{ mm H}_2\text{O} \quad ; \quad T_g = 155 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$\text{Resulta : } \tau_g = 0.580 \text{ Kg/m}^3$$

Para los siguientes valores :

$$h_m = 5 \text{ mm H}_2\text{O}$$

$$\tau_{\text{gas}} = 0.580 \text{ Kg/m}^3$$

$$d_g = 1.40 \text{ m}$$

Reemplazando valores en las ecuaciones

$$C_{\text{max}} = \sqrt{2 \times 9.81 \times 5 \times 10^{-3} \frac{1,000}{0.580}} \quad (1)$$

$$C_{\text{max}} = 13.00 \text{ m/s.}$$

$$C_{\text{max}} = 0.82 \times 13.00 \quad (2)$$

$$C_{\text{max}} = 10.66 \text{ m/s.}$$

El caudal de gases expresado en volumen:

$$V'_{gt} = \frac{10.66 \times \pi (1.40)^2}{4} \quad (3)$$

$$V'_{gt} = 16.41 \text{ m}^3/\text{s}$$

El caudal de gases expresado en peso :

$$M_{gt} = \frac{16.41 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \times 3,600 \frac{\text{s}}{\text{h}} \times 0.580 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}{7,720 \text{ Kg/h}}$$

$$M_{gt} = 4.44 \text{ Kg-gases/Kg-clinker.}$$

Para el clinker tenemos los siguientes datos :

Utilizando un pirómetro de las características siguientes :

Marca : Williamson Viewtemp
2000
Serie : 599
Rango de temperatura : Escala baja :
700 - 1,200 °C.
Escala alta :
1,100 - 1,600 °C.
Ajuste emisividad : 1 a 0.1
Temperatura ambiente rango : 60 - 15°C
Alimentación : (6) baterías tamaño AA
de 1.5 Voltios.

Medimos la temperatura de ingreso del clinker al enfriador $T_{1c} = 1,398$ °C.

La temperatura de salida del clinker del enfriador $T_{2c} = 97$ °C.

La composición del clinker expresado en porcentaje de los óxidos componentes lo expresamos en la Tabla 16.

TABLA 16 OXIDOS COMPONENTES DEL CLINKER

COMPONENTES	% COMPONENTE DEL CLINKER
CaO	64.66
MgO	4.12
SiO ₂	22.07
Al ₂ O ₃	5.69
Fe ₂ O ₃	3.46
Total	100.00

Para tomar las temperaturas de chapa del horno utilizamos un pirómetro de las características siguientes :

Marca : Williamson

Serie : 600

Rango de temperaturas: escala baja :
180 °C - 315 °C
escala alta :
260 °C - 650 °C

Alimentación : (4) baterías tamaño AA
de 1.5 Voltios.

Datos tomados :

Temperatura en la zona de secado : 88°C

Temperatura en la zona de precalentamiento: 152°C

Temperatura en la zona de calcinación:
212 °C

Temperatura en la zona de transición 1
y 2 : 284°C

Temperatura en la zona de sinterización: 368°C

Temperatura en la zona de enfriamiento:
274 °C.

5.2.3.2.- Balance térmico real.-

5.2.3.2.1.- Entradas de calor en el horno.-

Las entradas de calor en el horno son :

- a).- Calor de la combustión.
- b).- Calor sensible del combustible
- c).- Calor sensible del crudo seco.
- d).- Calor sensible del agua que ingresa con el crudo.
- e).- Calor sensible del aire.

5.2.3.2.1.1.- Calor de la combustión.-

$$E_1 = K H_1$$

Reemplazando valores :

$$E_1 = 0.149 \times 41,304.81$$

$$E_1 = 6,154.42 \text{ KJ/Kg-clínker}$$

5.2.3.2.1.2.- Calor sensible del combustible.-

$$E_2 = K C_{oe} (T_{2e} - T_{1e})$$

Reemplazando valores ;

$$E_2 = 0.149 \times 1.75 (115^\circ - 10)$$

$$E_2 = 27.38 \text{ KJ/Kg-clínker}$$

5.2.3.2.1.3.- Calor sensible del crudo seco.-

$$E_3 = F C_{ocss} (T_s - T_o)$$

$$E_3 = 1.5762 \times 0.9211 (19^\circ - 10^\circ)$$

$$E_3 = 13.07 \text{ KJ/Kg-clínker.}$$

5.2.3.2.1.4.- Calor sensible del agua que ingresa con el crudo.-

$$E_4 = W C_{oa} (T_s - T_o)$$

Reemplazando valores :

$$1.5762 \times 35$$

$$W = \frac{\quad}{100 - 35} \quad W = 0.8487$$

$$100 - 35$$

$$E_4 = 0.8487 \times 4.176 (19^\circ - 10^\circ)$$

$$E_4 = 31.90 \text{ KJ/Kg-clínker}$$

5.2.3.2.1.5.- Calor sensible del aire.-

Calor sensible del aire primario
(E'ₐ)

$$E'_{\text{a}} = M_p C_{oa1} (T'_{1a} - T_{oa1})$$

$$E'_{\text{a}} = 0.246 \times 1.004 (38^\circ - 10^\circ)$$

$$E'_{\text{a}} = 6.92 \text{ KJ/Kg-clínker}$$

Calor sensible del aire secundario
(E"ₐ)

$$E''_{\text{a}} = M_s C_{oa1} (T'_{2a} - T_o)$$

$$E''_{\text{a}} = 1.777 \times 1.004 (19^\circ - 10^\circ)$$

$$E''_{\text{a}} = 16.06 \text{ KJ/Kg-clínker}$$

Calor sensible del aire en total
(E_s)

$$E_s = E'_s + E''_s$$

$$E_s = 6.92 + 16.06$$

$$E_s = 22.98 \text{ KJ/Kg-clinker}$$

5.2.3.2.1.6.- Entradas de calor en el horno.-

$$E = 6,154.42 + 27.38 + 13.07 \\ + 31.90 + 22.98$$

$$E = 6,249.75 \text{ KJ/Kg-clinker}$$

5.2.3.2.2.- Salidas de calor en el horno.-

Las salidas de calor en el horno son :

- a).- Calor teórico requerido para la cocción del clinker.
- b).- Calor para evaporar el agua del crudo.
- c).- Calor sensible de los gases de salida.
- d).- Calor sensible del clinker.
- e).- Calor perdido por convección y radiación.
- f).- Calor perdido no determinado.

5.2.3.2.2.1- Calor teórico requerido para la cocción del clinker.-

$$Q_1 = 9.29 (Al_2O_3) + 27.13 (MgO) \\ + 32.01 (CaO) - 21.42 (SiO_2) \\ - 2.47 (Fe_2O_3 + Mn_2O_3)$$

$$Q_1 = 9.29 (5.69) + 27.13 (4.12) \\ + 32.01 (64.66) - 21.42(22.07) \\ - 2.47 (3.46).$$

$$Q_1 = 1,753.12 \text{ KJ/Kg-clinker}$$

5.2.3.2.2.2.- Calor para evaporar el agua del crudo.-

$$Q_2 = W Q_m$$

Reemplazando valores :

$$Q_2 = 0.8487 \times 2,453$$

$$Q_2 = 2,081.86 \text{ KJ/Kg-clinker}$$

5.2.3.2.2.3.- Calor sensible de los gases de salida.-

$$Q_3 = M_{gt} C_{pg} (T_g - T_a)$$

Reemplazando valores :

$$C_{pg} = 0.96 + 0.000209(155)$$

$$C_{pg} = 0.992 \text{ KJ/Kg}^\circ\text{K}$$

$$Q_3 = 638.65 \text{ KJ/Kg-clinker}$$

5.2.3.2.2.4.- Calor sensible del clinker.-

$$Q_4 = M_{c1} C_{c1} (T_{2c1} - T_a)$$

$$Q_4 = 1 \times 1.110 (97^\circ - 10^\circ)$$

$$Q_4 = 96.57 \text{ KJ/Kg-clinker}$$

5.2.3.2.2.5.- Calor perdido por convección y radiación.-

Con los valores de temperturas indicados en : 5.2.2.1. y con la temperatura ambiente de $T_a = 10^\circ\text{C}$ obtenemos de la FIG. 12 el coeficiente global de transferencia de calor : U_{oi}

Por lo tanto tenemos :

Zona I.

$$T_{chapa} = 88^\circ\text{C}$$

$$U_{o1} = 900 \text{ KJ/m}^2\text{h}$$

Zona II.

$$T_{chapa} = 152^\circ\text{C}$$

$$U_{o2} = 4,500''$$

Zona III.

$$T_{chapa} = 212^\circ\text{C}$$

$$U_{o3} = 11,000''$$

Zona IV.

$$T_{chapa} = 284^\circ\text{C} \quad U_{o4} = 21,400''$$

Zona V.

$$T_{chapa} = 368^\circ\text{C} \quad U_{o5} = 37,200''$$

Zona VI.

$$T_{chapa} = 274^\circ\text{C} \quad U_{o6} = 19,800''$$

Reemplazando valores obtenemos los calores perdidos por convección y radiación en la zona considerada en KJ/Kg-cl.

Zona I.-

$$900 \text{ KJ/m}^2 \times \pi \times 2.60 \text{ m} \times 23.40 \text{ m}^2$$

$$Q_I = \frac{\quad}{7,720 \text{ Kg-cl/h}}$$

$$Q_I = 22.28 \text{ KJ/Kg-cl.}$$

Zona II.-

$$4,500 \text{ KJ/m}^2 \times \pi \times 2.60 \text{ m} \times 15.60 \text{ m}^2$$

$$Q_{II} = \frac{\quad}{7,720 \text{ Kg-cl/h.}}$$

$$Q_{II} = 74.27 \text{ KJ/Kg-cl.}$$

Zona III.-

$$11,000 \text{ KJ/m}^2 \times \pi \times 2.60 \text{ m} \times 18.20 \text{ m}^2$$

$$Q_{III} = \frac{\quad}{7,720 \text{ Kg-cl/h}}$$

$$Q_{III} = 211.82 \text{ KJ/Kg-cl.}$$

Zona IV.-

$$21,400 \text{ KJ/m}^2 \times \pi \times 2.60 \text{ m} \times 10.40 \text{ m}^2$$

$$Q_{IV} = \frac{\quad}{7,720 \text{ Kg-cl/h}}$$

$$Q_{IV} = 235.48 \text{ KJ/Kg-cl.}$$

Zona V.-

$$37,200 \text{ KJ/m}^2 \times \pi \times 2.60 \text{ m} \times 10.40 \text{ m}^2$$

$$Q_V = \frac{\quad}{7,720 \text{ Kg-cl/h}}$$

$$Q_V = 409.34 \text{ KJ/Kg-cl.}$$

Zona VI.-

$$19,800 \text{ KJ/m}^2\text{h} \cdot 182.21 \text{ m}^2$$

$$Q_{vI} = \frac{\quad}{7,720 \text{ Kg-cl/h}}$$

$$Q_{vI} = 467.33 \text{ KJ/Kg-cl.}$$

Denominando :

Q_{33} = Calor perdido por convección
y radiación en KJ/Kg-cl.

Reemplazando valores tenemos :

$$Q_{33} = 22.28 + 74.27 + 211.82 + 235.48 \\ + 409.34 + 467.33$$

$$Q_{33} = 1,420.52 \text{ KJ/Kg-cl.}$$

5.2.3.2.2.6.- Calor perdido no determinado.-

Denominando :

Q_{66} = Calor perdido no determinado
en KJ/Kg-cl.

Reemplazando valores :

$$Q_{66} = 6,249.75 - (1,753.12 + 2,081.86 \\ + 638.65 + 96.57 + 1,420.52)$$

$$Q_{66} = 259.03 \text{ KJ/Kg-cl.}$$

5.2.3.2.2.7.- Resumen del balance térmico real.-

Efectuamos en la tabla N° 17 el resumen de los valores calculados en : 5.2.3.2. y expresado en porcentaje para efectos de comparación e interpretación.

TABLA 17. RESUMEN DEL BALANCE TERMICO REAL.

BALANCE TERMICO REAL					
ENTRADAS DE CALOR EN KJ/Kg-cl		%	SALIDAS DE CALOR EN KJ/kg-cl		%
CALOR DE LA COMBUSTION	6,154.42	98.47	CALOR PARA LA COCCION DEL CLINKER	1,753.12	28.05
CALOR SENSIBLE DEL COMBUSTIBLE	27.38	0.44	CALOR PARA EUAPORAR EL AGUA DEL CRUDO	2,081.86	33.31
CALOR SENSIBLE DEL CRUDO SECO	13.07	0.21	CALOR SENCIBLE DE LOS GASES DE SALIDA	638.65	10.22
CALOR SENSIBLE DEL AGUA DEL CRUDO	31.90	0.51	CALOR SENCIBLE DEL CLINKER	96.57	1.54
CALOR SENSIBLE DEL AIRE	22.98	0.37	CALOR PERDIDO POR CONVECCION Y RADIACION	1,420.52	22.73
			CALOR PERDIDO NO DETERMINADO	259.03	4.15
TOTAL ENTRADAS DE CALOR.	6,249.75	100.00	TOTAL SALIDAS DE CALOR	6,249.75	100.00

6.- EVALUACION ECONOMICA.-

Procedemos a efectuar la valorización del horno rotativo diseñado para lo cual efectuamos una división de las partes y equipos que comprende el horno.

Hacemos la aclaración que la valorización es efectuada en dólares americanos, es decir que prefiero hacerlo en una moneda fuerte que nos sirva de término de comparación a través de los años, a utilizar la unidad monetaria nacional que actualmente se viene empleando oficialmente que es el nuevo sol, dado que en nuestro país persiste la inflación con lo cual no es posible establecer niveles de referencia valederos a través del tiempo.

Los valores de las partes y

equipos son:

	\$ Dólares
Virola con refuerzos en las llantas	700,000
(6) Llantas	192,000
(10) Tubos enfriadores completos, codos y cajas de salida.	225,000
(12) Folines completos con sus soportes.	240,000
(2) Roldanas de contención	30,000
Revestimiento refractario completo.	330,000
Sistema de cadenas cortinas y guirnaldas.	210,000
Ventilador de aire primario con motor eléctrico y transmisión; ductos.	46,000
Ventilador de aire secundario con motor eléctrico y transmisión.	85,000
Quemador completo.	30,000
Sistema de calentamiento del petróleo	30,000
Estación de control del petróleo completo.	8,000

Tanque diario de almacenamiento de petróleo y sus sistema de precalentamiento.	8,000
Sistema de bombas de petróleo.	18,000
Escudo del horno completo	5,000
Transmisión principal, engranajes, soportes y acoplamientos.	185,000
Reductor principal	55,000
Motor principal y generador.	70,000
Transmisión auxiliar, reductor, motor eléctrico.	15,000
Cámara de humos con su sello.	40,000
- Registro de celosia completo.	25,000
Chimenea y ductos.	30,000
Tablero centralizado del horno completo	80,000
Alimentador rotativo para pasta completo.	55,000
- Sistema de enfriamiento para polines	4,000
Obra civil: Bases concreto, edificios para la plataforma del hornero.	180,000
Montaje mecánico y eléctrico del horno y materiales consumibles.	1'150,000
	<hr/>
Valor del horno rotatorio : US\$	4'246,000
	=====

CONCLUSIONES . -

1.- Es óptima la capacidad con la cual ha sido diseñado el horno rotatorio de 180 TM/día, es decir, teniendo en cuenta la tabla N^o 1 podemos analizar que se ha conseguido aprovechar la capacidad instalada de las demás secciones de la planta, que se traducen en una mejor distribución de las horas trabajadas durante el día, estando en condiciones de hacer stock de los productos en proceso de los cuales el más importante en una planta de cemento es el clínker.

Tomando en cuenta las capacidades nominales de las secciones calcinación y molienda de cemento tenemos:

Producción de clínker: 430 TM/día

Consumo de clínker para la molienda del cemento:
360 TM/día.

Diferencia para stock de clínker: 70 TM/día

Desde el punto de vista técnico, es muy ventajoso contar con un adecuado stock de clínker, nos permite cumplir con los programas de mantenimiento preventivo de la sección calcinación, nos permite mantener una calidad uniforme del cemento que se entrega al usuario por que como se ha visto anteriormente la operación del horno es muy compleja que hace que se presente variaciones en las características del clínker obtenido que con una adecuada mezcla permite uniformizar el clínker que se entrega a la molienda de cemento.

2.- Con relación a la elección del grado de llenado, pendiente del horno observamos que se ha conseguido compatibilizar las teorías que existen al respecto con datos prácticos, que han dado buenos resultados consiguiéndose como resultado una operación normal del horno que se traduce en las velocidades angulares dentro del rango previsto y

el tiempo de paso del material dentro del horno en el orden de 160 a 190 minutos.

- 3.- Es de remarcar que en lo referente a la combustión hemos considerado necesario partir tomando datos reales de una muestra de pasta cruda seca con el objeto de obtener resultados valederos con relación a las ecuaciones de reacción y el factor de conversión de crudo seco a clínker que en la práctica se ha conseguido midiendo el consumo de pasta en el silo y pesando el clínker obtenido, valor que frecuentemente es chequeado. Es por ello que hemos conseguido un acercamiento en los valores teóricos y reales del factor de conversión de crudo seco a clínker que se diferencian en 0.027 unidades.

En lo referente al cálculo preliminar del consumo de combustible se ha tenido que hacer para poder seguir una secuencia ordenada de los cálculos, el referido valor incide también en el cálculo del aire necesario para la combustión. Si tenemos en cuenta los porcentajes que representan cada componente de las entradas de calor en el balance térmico podemos concluir que es acertada nuestra suposición y secuencia utilizada para obtener el consumo de combustible.

- 4.- Mención especial merece dentro del proceso de combustión, que hemos considerado el análisis de una muestra la pasta cruda seca Ref. Tabla Nº 3 ; y los productos de la combustión Ref.4.2.6.4.; en ambos casos se ha tomado en cuenta elementos y compuestos no determinados. En un análisis completo de una muestra que fue hecho por la compañía F.L. Smith de Dinamarca indica presencia de SO_x K_2O Na_2O , siendo los dos últimos compuestos alcalinos, estos compuestos son conocidos como "Circulantes".

Los elementos circulantes penetran en el sistema del horno asociado con el material de alimentación y están expuestos a una temperatura continuamente creciente. Bajo estas condiciones, una parte de los elementos circulantes se volatiliza disociada o formando compuestos y se convierte en parte de la atmósfera del horno.

La volatilización empieza a una temperatura del material de aproximadamente 800 °C intensificándose a medida que la temperatura aumenta. Los elementos circulantes pueden también entrar en el sistema del horno junto con el combustible, después de la combustión quedan asimismo presentes en forma de gases en la atmósfera del horno. La parte volatilizada de los elementos circulantes es transportada entonces con el gas del horno a zonas de menor temperatura, donde los compuestos y los componentes disociados pueden reaccionar con otros compuestos en el gas del horno, en el polvo del horno y en el material en proceso de clinkerización. De esta manera pueden formarse esencialmente los compuestos siguientes :

Sulfato alcalino ($(K, Na)_2 SO_4$)

Cloruro alcalino ($KCl, NaCl$)

Carbonato alcalino ($(K, Na)_2 CO_3$)

Sulfato cálcico ($CaSO_4$ anhidrido)

Espurríta de sulfato ($2C_2S CaSO_4$)

y sales dobles ($(K, Na)_2 SO_4 \cdot 2CaSO_4$)

A temperatura del gas entre 800 y 1,200 °C estos compuestos se condensan en el material en cocción en el polvo del horno.

Los elementos circulantes condensados en el material en cocción y parte de los condensados en el polvo, alcanzan nuevamente zonas de temperaturas

elevadas junto con el flujo de material en cocción volatizándose una vez más y volviendo con los gases de combustión hacia el ingreso de material al horno.

A causa de este mecanismo cíclico, la concentración de elementos circulantes dentro del sistema de horno se incrementa en función de la ley de progresión geométrica. Esta acumulación continua hasta la saturación, es decir hasta que la cantidad total de elementos circulantes entrantes en el sistema del horno corresponda a la cantidad total de elementos que salen del horno.

La acumulación depende ante todo de la proporción de elementos circulantes correspondientes que se volatizan dentro del sistema del horno. Esta propiedad que depende de las características del material de alimentación y de las condiciones de clinkerización.

La formación de los denominados anillos adherentes de pasta, los cuales ocurren en la zona de secado, es también favorecido por los elementos circulantes, sobre todo por los álcalis. Los compuestos alcalinos disueltos en el agua de la pasta tienen un efecto perjudicial sobre las propiedades de fluidéz de la pasta, fomentando de tal forma su pegajosidad.

Con adecuado diseño de cadenas y mantenimiento los anillos de pasta son eliminados por el efecto limpiador de las cadenas por lo que no pueden ocasionar problemas serios y causa de fenómenos de circulación.

Recomiendan para evitar estos fenómenos de circulación en lo referente a la calidad de la pasta que debe ser alimentada al horno debe estar :

K_2O ; Na_2O : 2 %

SO_2 : 3 %

5.- En lo referente al aire necesario para la combustión tenemos que hacer las precisiones siguientes:

El aire primario precalentado es el que ha dado mejores resultados en la obtención de la forma de la llama.

El aire caliente es tomado desde un ducto que está interconectado con el escudo y el "aire frío" es tomado un ducto que se encuentra cerca de la parte terminal de los enfriadores, los dos caudales de aire se juntan e ingresan como aire primario que por lo general para nuestra instalación oscila entre 30 a 40 °C. Un aumento de la temperatura del aire primario no producirá forzosamente una temperatura más alta de la llama. Por que cuanto más alta sea la temperatura del aire, tanto menor resulta su contenido de oxígeno. En consecuencia una temperatura más elevada puede contrarrestar la mezcla rápida y eficaz de las partículas de combustible con el oxígeno.

El aire falso es perjudicial para el proceso de combustión en nuestro caso real representan el 3.48 % del aire necesario para la combustión, es decir, se encuentra dentro de los márgenes razonables, el incremento es desfavorable por cuanto ingresaría como "aire frío" al proceso de combustión.

En el extremo caliente del horno, parte del escudo, el aire falso ocasiona desplazamiento del aire secundario caliente procedente de los en-

friadores.

La presencia de aire del ambiente implica su combustión hasta la temperatura final de los gases, lo que entraña pérdidas de calor.

El aire secundario que es aspirado por el ventilador de gases, es admitido en cantidad suficiente que permite desprender el oxígeno que se precisa para la combustión completa del combustible inyectado. Como quiera que el aire secundario es aspirado por los tubos del enfriador planetario, este aire refrigera los clinkers en dichos tubos, a la vez que recibe un fuerte precalentamiento antes de entrar al horno, esta circunstancia es favorable para la economía térmica.

También la cantidad de aire secundario contribuye a determinar el tiro del horno, la velocidad de los gases de salida se regula por la velocidad del ventilador de gases, en tanto que la regulación de precisión se realiza ajustando el registro de celosía.

Aspirando la correcta cantidad de aire secundario por el horno, debe producirse una determinada desviación correspondiente en el medidor del tiro, el cual indica la presión en la cámara de humos para nuestro caso los mejores resultados están en una banda entre 70 a 80 mm Hg. e igualmente el análisis de los gases de salida para nuestras condiciones $O_2 = 1.5 \%$ que nos da un exceso de aire de 8 %.

Con relación a las consideraciones de la regulación de la llama se han conseguido los mejores resultados con la llama apuntando un poco hacia

abajo y hacia la pared del horno en que se levanta la carga del material durante la rotación del horno. El tubo del quemador ubicado de una manera tal que el contorno inferior de la llama esté contra la superficie del lecho de material en la zona de cocción. El punto de inflamación de la llama debe estar a cierta distancia de la boca del quemador, no demasiado cerca de ésta y evitar que la llama arda en el mismo tubo, produciendo una longitud de la llama corta y poderosa, con nebulización del combustible muy fina. La longitud de la llama se ha adoptado de una manera tal, que el calor transmitido no sea ni dispersado ni concentrado en demasia, casos que darían un material de cocción insuficiente o de cocción exagerada, respectivamente. Además una concentración en exceso del calor puede perjudicar el revestimiento refractario del horno.

6.- Podemos concluir que es importante que el material se calcine correctamente ya que tanto un producto demasiado cocido como un producto de cocción insuficientes acusa una calidad inferior. Así pues, los siguientes factores tienen una importancia decisiva para la obtención de un grado de cocción satisfactorio:

La orientación de la llama.

El calor que desprende la llama.

El largo, la forma y el emplazamiento de la llama

Las características del material.

El espesor de la capa del material en la zona de cocción.

La velocidad de avance del material y por ende, el tiempo que tarda en pasar por la zona de cocción depende entre otros factores de la

velocidad de rotación del horno. El avance debe hacerse lo más uniforme posible.

Las condiciones de tiro en el horno.

Es indudable que el factor humano desempeña un rol decisivo en la correcta operación del horno, tal como se ha tratado la conducción del horno es una operación compleja, que requiere de un entrenamiento especial y de preferencia el operador del horno debe tener instrucción técnica y demostrar habilidad para solucionar cualquier problema que se presente en la operación. Por ejemplo un operador experimentado puede juzgar directamente observando el material incandescente en la zona de cocción a través de visores de vidrio colocados en el escudo del horno, si la cocción se realiza a la temperatura correcta.

En esta parte analizaremos algunas irregularidades que se presentan en la operación del horno, indicaremos sus causas y las soluciones debiendo indicar que en algunos casos especiales las soluciones han sido encontradas en la planta fruto de la experiencia del personal de producción en todos sus niveles.

Aumento de la sección de paso del horno.

Causas. Alimentación insuficiente. Ha disminuido la carga de material en el horno.
Alimentación irregular.

En estos casos se produce tarde o temprano una temperatura demasiado alta en la cámara de humos.

Disminución de la sección de paso del horno.--

Causas. - Alimentación demasiado abundante.

Acumulaciones material en la entrada del horno y pérdida de pasta en la cámara de humos.

Adhesión de material en el sistema de cadenas.

-- Anillo de pasta en la entrada.

Anillo de pasta en el sistema de cadenas.

Formaciones de anillo más abajo en el horno.

Soluciones.- Para la acumulación de material en la entrada del horno y adhesión en el sistema de cadenas, reducir la velocidad del horno y del ventilador de gases de humo, atenuar la llama. Agregar agua solamente hasta que se haya subsanado la adhesión, luego pasta adelgazada a una alimentación reducida y posteriormente pasta normal a una alimentación normal. Durante esta operación deben aumentarse gradualmente la velocidad del horno y del ventilador de gases y la intensidad de la llama hasta alcanzar valores normales.

Anillo de pasta cerca de la entrada.-

Causas. Recirculación del polvo llevado por los gases de escape.

Salpicado de la pasta, la boca del tubo de abastecimiento está demasiado alta.

Al poner el horno en marcha después de una parada prolongada el revestimiento está demasiado seco cerca de la entrada.

Soluciones.- Si el anillo de pasta está cerca de la entrada del horno arrastrando contra el lado inferior de la embocadura del tubo de alimentación, lo que se nota por las sacudidas del tubo, puede quitarse durante la marcha excavándolo con un chorro de agua. Se introduce una lanza larga, provista de una tobera, en el tubo alimentador de pasta de modo que la tobera salga del extremo inferior de este orientada hacia el anillo. El extremo superior de la lanza se conecta al conducto de agua existente.

Formación de anillos en la entrada de la zona de cocción, anillo de clínker.

Causas. Se debe a una aglomeración continua del material que se pega a la pared interior del horno, después de haberse calentado a la temperatura de clínkerización.

Una combustión imperfecta.

Desplazamientos indeseados de la zona de cocción.

Variaciones del poder calorífico del fuel-oil.

- El material tiene una composición incorrecta.

Una producción forzada del horno.

Soluciones.- Si se observa que empieza a formarse un anillo de esta clase el hornero experimentado a veces puede hacer desaparecer el anillo sucesivamente mediante desplazamientos pasajeros de la zona de cocción. Hay que esmerarse en obtener la mayor regularidad de la distribución del calor, la composición del material y su velocidad de transporte dentro del horno. Si a pesar de todos estos esfuerzos, el anillo sigue creciendo y empieza a disminuir el área del horno en un grado peligroso, se puede tratar de eliminarlo procediendo a quemar fuertemente el anillo por algún tiempo, aumentando la inyección de combustible y aire primario, cuidando que la temperatura en la cámara de humos no suba demasiado, luego se para el horno dejando que el ventilador de aire primario proyecte aire frío sobre el anillo calentado. Cuando este empieza a oscurecerse, se da al horno un par de vueltas. Las tensiones producidas en el anillo por estas bruscas fluctuaciones de la temperatura, pueden hacer que al-

Algunos trozos se desprendan y caigan, características: claras manchas enrojecidas del anillo en los lugares de desprendimiento.

Manchas al rojo vivo en la virola del horno.-

Causas. El revestimiento se ha quemado o desprendido en el lugar de la mancha.

Soluciones. Se corta la alimentación de pasta y por lo menos durante 30 minutos se alimenta pasta de arcilla produciéndose adherencia de la arcilla en el sector de la mancha roja y mejorando la costra que protege el revestimiento refractario. Esta solución nos ha permitido continuar la operación del horno cuando se han presentado estos problemas sin consecuencias posteriores. En estos casos las recomendaciones que normalmente debería efectuarse es parar el horno cuanto antes.

7.- Con relación al alineamiento del horno, tenemos que decir, que la presión axial en sentido hacia la salida, producida por la inclinación del horno, no debe actuar únicamente sobre la roldana de guía inferior, que en tal caso quedaría expuesta a fuerzas muy grandes.

Puede reducirse la carga sobre la roldana de guía si los polines de apoyo se ajustan un poco en bisel en el plano de inclinación en relación al eje longitudinal y sentido de rotación del horno. En tal caso, los polines de apoyo tratarán de ejercer presión hacia arriba o hacia la entrada del horno, quitando la presión sobre la roldana de guía inferior. Podemos comprobar que esto es cierto, haciendo un pequeño ensayo.

Si se pone un objeto cilíndrico en una mesa y colocamos una regla en la bisel encima del cilindro, puede rodarse éste avanzando la regla, y al mismo tiempo se desplazará la regla en sentido lateral.

Los polines de apoyo deben ejercer igual presión hacia arriba con una fuerza total que sea igual a la presión del horno hacia abajo (pero no mayor que ésta, pues en tal caso el horno ejercerá presión sobre la roldana de guía superior). Se tiene que obtener un ajuste tal que el horno cuando está en marcha se mantenga precisamente "flotante" entre las roldanas de guía, esta es una buena condición de trabajo del horno pues el desgaste de los polines es uniforme. De no cumplir esta exigencia, esto se debe a que uno o varios polines de apoyo tienen posiciones oblicuas incorrectas en el plano de inclinación.

Por otra parte todos los centros del horno en los planos céntricos de los aros de rodamiento deben estar en una misma línea recta (eje del horno) en la inclinación prescrita. De no cumplirse esta exigencia puede ser debido a una o varias de las causas siguientes :

Una ó varios polines de apoyo se han acercado o alejado demasiado del eje del horno.

Uno ó varios polines de apoyo se han desgastado más que los demás.

El horno se alabea en marcha por haberse combado debido a que los giros parciales se han descuidado durante paradas.

8.- El costo de los materiales refractarios, incluyendo el de la mano de obra para demolición del revestimiento antiguo y la instalación, sólo representa aproximadamente % de los costos totales de la producción de cemento Sin embargo,

la pérdida de producción debida a paradas del horno causadas por fallas de los refractarios, genera pérdidas adicionales que, en la mayoría de los casos, exceden varias veces los meros costos de los refractarios. La vida del revestimiento refractario es uno de los criterios más importantes para el factor de utilización del horno.

Es completamente necesario para una duración normal del refractario, la formación del encostre. El encostre forma una capa sobre el refractario que le protege de las fuertes temperaturas y del ataque químico. Su formación depende de la composición del crudo que se alimenta y de las condiciones mecánicas. Mas difícil que conseguir el encostre mantenerlo, si el horno no mantiene buenas condiciones de operación o varia la composición del crudo. Al dar vueltas al horno, actúa alternativamente sobre la costra la temperatura irradiada por la llama o la del clinker, que rueda sobre ella. Estos cambios continuos producen pequeños despegues de la costra.

Si en el horno se crean esfuerzos mecánicos anormales debido a una flexión anormal entre apoyos o una ovalidad exagerada, puede desprenderse la costra de extensiones importantes y a golpes. Esto supone un cambio brusco para el refractario, que pasa de estar protegido por el encostre, a quedarse sin cubierta. En tal caso, no sólo puede desprenderse sino que además está expuesto a sufrir un ataque químico continuado por los sucesivos desprendimientos de la costra. Conviene en tal caso revisar las condiciones mecánicas del horno.

Un control continuo de la costra es por medio de pirómetros de radiación, teniendo en una línea, bajo el horno, puntos de control fijos, que com-

prenda toda la zona de clinkerización, tomando con ciertos intervalos la temperatura de la virola.

El pirómetro de radiación da en cada uno de los puntos, la temperatura de la virola durante toda la vuelta del horno. Puede determinarse, por tanto, con gran aproximación, si el espesor de la costra es correcto o bien conviene corregirlo poniendo para ello los medios necesarios.

9.- En lo referente a los balances térmicos efectuados el teórico tabla Nº 14 y el real tabla Nº 17 es importante efectuar precisiones al respecto. Para ambos casos las entradas de calor está determinado por el calor de la combustión, dejando un mínimo porcentaje para los calores sensibles.

En cuanto a las salidas de calor apreciamos diferencias importantes que procederemos a interpretar.

El calor para la cocción del clinker la diferencia se debe a que en el teórico hemos tomado los óxidos componentes del clinker tabla Nº 4 valores obtenidos utilizando las reacciones de oxidación y criterios para obtener un clinker de alta calidad. En lo real se obtiene de un análisis químico efectuado al clinker producido en nuestro laboratorio.

Calor para evaporar el agua del crudo, si bien partimos de un mismo porcentaje de agua del crudo 35 % al incremento en el caso real se debe a que trabajamos con un mayor factor de conversión de crudo seco a clinker, por otra parte tenemos que analizar un ligero incremento del porcentaje de agua repercute directamente en un mayor consumo

de combustible, tomando en cuenta las variables químicas y físicas de la pasta se han obtenido buenos resultados con porcentaje de agua alrededor de 33.5 % consiguiéndose una reducción del consumo de combustible.

Calor sensible de los gases de salida, el incremento en el caso real se debe a que trabaja con un mayor del caudal de los gases de salida, como se ha visto el proceso de combustión es complejo y en lo que a operación del horno se refiere tenemos que tener en cuenta una serie de aspectos que hacen que en la práctica se diferencian lo teórico calculado con los datos reales obtenidos. Calor sensible del clínker estos factores no varían considerablemente.

Calor perdido por convección y radiación, notamos un incremento en el caso real por cuanto las temperaturas de chapa son más altas, sin embargo, este valor está dentro de lo normal para estos tipos de hornos.

Calor perdido no determinado, en el caso real se mantiene dentro de márgenes razonables.

10.- En lo referente al diseño mecánico de las partes del horno se ha incidido en detalle en la virola y las llantas de rodadura. Por cuanto podemos considerarlo como el cuerpo del horno que están expuestos a sollicitaciones de esfuerzos que han sido necesarios analizarlos individualmente y en conjunto para las condiciones mas desfavorables presentan factores de seguridad razonables.

Las llantas de rodadura constituyen las piezas de soporte por medio de las cuales se transmiten a los polines la carga del horno, esta función debe

realizarse con seguridad a despacho de los movimientos longitudinales y de la dilatación térmica del horno.

Se ha considerado un espacio o juego entre el diámetro interior de la llanta y el diámetro exterior de la virola esto es por la expansión mayor de la virola del horno dentro de las llantas relativamente más frías. Debido al ajuste flojo de la llanta y desde que la virola del horno es la fuerza que maneja la rotación de las llantas sueltas, en virtud del peso y fricción, existe un movimiento diferencial entre llanta y virola o sea, la llanta se rezaga con respecto a la virola. Por que una separación insuficiente propende a causar estrechamientos y encogimientos de la virola por efecto de la llanta.

En general una llanta de un horno rotatorio debe de cumplir con las exigencias: gran rigidez; escaso desgaste de la superficie.

11.- En cuanto a la dilatación térmica del horno, podemos calcularla utilizando datos reales de la temperatura de chapa. De modo que la dilatación lineal está dado :

$$\Delta L = \alpha \left(\frac{T_{ch} + T_{ex}}{2} - T_0 \right) L_x$$

Siendo:

ΔL = Dilatación lineal del horno hacia el

extremo considerado en mm.

T_{ch} = Temperatura de chapa más alta en °C.

T_{ex} = Temperatura del extremo del horno considerado en °C.

T_0 = Temperatura ambiente en °C.

L_x = Distancias de los extremos correspondientes a T_{ex} al punto de temperatura más alta T_{ch}

α = Coeficiente de dilatación lineal para el acero.

Reemplazando valores :

Para ΔL_1 = Dilatación lineal del horno desde el punto más caliente al extremo del escudo del horno.

$$T_{ch} = 368 \text{ °C (Tomado de : 4.8.2.5.)}$$

$$T_{ex} = 150 \text{ °C (Valor tomado en el escudo)}$$

$$T_0 = 10 \text{ °C.}$$

$$L_1 = 15,400 \text{ mm (Valor tomado desde el punto medio de la zona de sinterización al escudo).}$$

$$\alpha = 0.000012$$

Tenemos :

$$\Delta L_1 = 0.000012 \left(\frac{368 + 150}{2} - 10 \right) 15,400$$

$$\Delta L_1 = 46 \text{ mm.}$$

Para ΔL_2 = Dilatación lineal del horno desde el punto más caliente al extremo del sello de la cámara de humos.

$$T_{ex} = 42 \text{ °C.}$$

$$L_2 = 72,800 \text{ mm.}$$

Tenemos :

$$\Delta L_2 = 0.000012 \left(\frac{368 + 42}{2} - 10 \right) 72,800$$

$$\Delta L_2 = 170 \text{ mm}$$

Entonces la dilatación lineal total del horno es:

$$\Delta L = \Delta L_1 + \Delta L_2$$

$$\Delta L = 46 + 170$$

$$\Delta L = 216 \text{ mm.}$$

Expresado en porcentaje, la dilatación lineal:

$$\frac{216 \times 100}{88,200} = 0.24 \%$$

La dilatación lineal del horno es importante tenerlo en cuenta para evitar que mientras funcione se deteriore el centrado de las llantas y de los polines, también el funcionamiento de los dispositivos de cierre para estanqueidad de los dos extremos y también en la instalación del revestimiento refractario.

BIBLIOGRAFIA

Manual Tecnológico del cemento

Ing. Walter H. Duda

1,977 Barcelona - España

Frontuario del Cemento

Otto Labahn

Quinta edición Española de B. Kohlhaas 1,985

Heat transfer in rotary kilns

Ing. Paul Weber

1,963 Germany

Recommended procedures for mechanical analysis of rotary kilns

F.P. Chapman

1,985 Fuller Company Bethlehem, PA.

Seminario de Cemento "Holderbank"

Administración y Asesoría S.A.

1,979 Lima.

Seminario de mantenimiento "Holderbank"

1,989 Bogotá Colombia.

Resistencia de materiales Segunda Parte

S. Timoshenko

1,957 Madrid.

- El Proyecto en Ingeniería Mecánica

J.E. Shigley

1,963.

Esfuerzos y deformaciones

J.J. Hori

1,977 Lima.

Messung der Ovalitätsverformung und des Laufring

Spiels von dreho fen, ZKG-7

1,976 Alemania.

Estimación de la resistencia a la fatiga de anillos de rodadura en hornos rotativos "Holderbank News"

B. Saxer

1,979.

Die berechnung der dreho fenlau fringe. Zement 31

H.W. Nies

1,942.

Manual práctico de cálculos de Ingeniería

G. Hicks Tyler

1,981.

Revista Técnica Cemento Hormigón

Mayo 1,970 N-434 Barcelona - España Año: XLI

- La Química del cemento portland

Robert Herman Bogue.

1,952.

Revista Rock Products "Proceedings" 16 th

International Cement Seminar

1,981 Chicago, Illinois U.S.A.

Revista Técnica Cemento Hormigón

Diciembre 1,966 N - 393 Barcelona-España

Año : XXXIV.

Actualización en el diseño de sistema de cadenas
para hornos de cemento.

Ted. Morgan

International Technical services Inc.

1,969 New Tripoli F.A.

Revista Técnica Cemento Hormigón

Octubre 1,963 N - 355 Barcelona-España Año : XXXI

Tecnología del Cemento Portland

J.C. Witt Philippine.