

65
rej



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

CONSIDERACIONES BASICAS PARA LA
OPERACION DE UN HORNO ROTATORIO
DE CEMENTO PORTLAND

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A :

MENDOZA RAMIREZ CARLOS RAMON

1991

FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

I N D I C E

INTRODUCCION. - - - - -	Pág. 1
HISTORIA DEL CEMENTO PORTLAND. - - - - -	" 3
COMPOSICION Y CLASIFICACION DE LOS CEMENTOS PORTLAND. - - - - -	" 11
FABRICACION DE LOS CEMENTOS PORTLAND. - - - - -	" 19
COMENTARIOS ACERCA DE LAS MATERIAS PRIMAS. - - - - -	" 27
COMENTARIOS ACERCA DEL CLINKER. - - - - -	" 32
COMENTARIOS ACERCA DE LOS HORNOS ROTATORIOS. - - - - -	" 38
PRECALENTADORES DE MEZCLA CRUDA. - - - - -	" 47
ENFRIADORES DE CLINKER. - - - - -	" 55
COMBUSTIBLES Y QUEMADORES DE LOS MISHOS. - - - - -	" 59
CONSIDERACIONES BASICAS PARA LA OPERACION DE LOS HORNOS ROTATORIOS DE CEMENTO PORTLAND: - - - - -	" 65
A.- PREPARACION DE LA MEZCLA CRUDA. - - - - -	" 67
B.- SUMINISTRO DE MEZCLA CRUDA AL HORNO. - - - - -	" 68
C.- PROCESO DE QUEMADO EN EL HORNO ROTATORIO. - - - - -	" 69
D.- CONTROL MANUAL DEL HORNO ROTATORIO. - - - - -	" 70
E.- CONTROL AUTOMATICO DEL HORNO ROTATORIO. - - - - -	" 72
CONCLUSIONES. - - - - -	" 84
BIBLIOGRAFIA. - - - - -	" 85

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

El cemento portland es en los tiempos actuales el material de construcción más utilizado mundialmente en todo tipo de construcciones, -- pues con él se puede crear toda la infraestructura necesaria para llevar a cabo con eficiencia cualquier actividad humana, razón por la cual constituye, a nivel industria, uno de los sectores básicos de la economía de un país, basándose su importancia en que esta industria conserva una relación directa con el nivel de desarrollo económico del mismo, -- por lo mencionado inicialmente.

Desde el punto de vista de su proceso de fabricación, esta industria requiere del conocimiento de varias disciplinas, tales como Química, Física, Termodinámica, y Físicoquímica, campo preciso del aspirante a Ingeniero Químico, siendo prudente aclarar que toma algunos años -- adquirir un conocimiento fundamental de dicho proceso, y que la tarea de aprendizaje tiende a no terminar nunca, ya que siempre hay algo nuevo en esta industria: nuevos tipos de equipo, nuevas técnicas de operación, y condiciones que requieren gran esfuerzo para producir un cambio; cualquier actitud contraria a aceptar lo mencionado como un requisito indispensable del trabajo, puede conducir a la obsolescencia en -- lugar de al progreso.

Es una realidad que, para cualquiera que decida hacer carrera en -- esta industria, este conocimiento no puede adquirirse en un salón de -- clases, o detrás de un escritorio; la experiencia debe adquirirse directamente en el campo, lo cual no debe dar la impresión, sobre todo a los principiantes, de que en la industria del cemento todas las fábricas -- son lugares francamente difíciles para trabajar en ellos. En realidad, no lo son, son únicamente lugares ligeramente diferentes de otros procesos industriales en los que se requiere algo de tiempo para acostumbrarse a ellos; si ofrecen, en cambio, un campo técnico interesante para -- trabajar en él, campo que está siempre lleno de lo inesperado, lo cual hace que esta industria requiera de una clase especial de individuos -- que pueden atacar nuevos problemas cotidianamente, y que puedan sacar -- adelante una situación aparentemente sin esperanza, al mismo tiempo que conservan trabajando al equipo mediante la toma de decisiones adecuadas

y oportunas, para resolver las muchas incógnitas y variables que se presentan en una situación dada.

. Tal es la industria del cemento.

HISTORIA

Los cementos inorgánicos se han requerido desde que el hombre comenzó a construir con piedras y ladrillos, como lo hicieron los egipcios, los griegos y otros pueblos que emplearon mucho la construcción con piedra de mampostería en las que algunas veces utilizaban pasta de mortero para pegar; se presume que estos morteros se transformaban en concreto crudo durante algún período indeterminado en la historia de estas culturas.

Los antiguos egipcios usaron un cemento que fabricaban mediante un proceso de calcinación (calentamiento), con lo cual pudieron haber hecho la primera contribución a esta tecnología. Los romanos implementaron el conocimiento y las prácticas adquiridas por gentes anteriores a ellos, y así produjeron obras de ingeniería civil, incluyendo el uso de concreto, de un nivel bastante más sofisticado. Los morteros usados consistían de cal hidráulica o plana y relleno, y se deterioraban rápidamente aún en los climas suaves del Mediterráneo. Sin embargo, los ingenieros romanos mezclaron la cal y una ceniza volcánica especial para producir un cemento durable, con el cual hicieron construcciones excelentes de las cuales aun quedan evidencias.

El cemento portland es, sin embargo, un producto comparativamente moderno que ha estado en uso desde hace unos 200 años, y corresponde al ingeniero inglés John Smeaton el crédito de haber hecho el primer estudio sobre los cementos, luego de haber descubierto que ciertas calizas arcillosas producían el mejor cemento hidráulico.

No obstante, y más frecuentemente, se acredita a otro inglés llamado Joseph Aspdin la invención real del primer cemento portland, un pariente bastante lejano del cemento portland que conocemos actualmente, quien en 1824 obtuvo una patente británica para fabricar un producto que él llamó específicamente cemento portland; por su semejanza de color con la piedra caliza existente en la isla de Portland, Inglaterra.

A partir de entonces, los cambios en el proceso y en el producto se han basado en la naturaleza de los refinamientos, intentando producir un material más perfectamente uniforme, partiendo de materias primas naturales de composición química variable. Para alcanzar esta mejo

ra gradual ha sido necesario conocer la verdadera composición del cemento portland. En 1887, Le Chatelier descubrió que el silicato tricálcico, $3\text{CaO}\cdot\text{SiO}_2$, era el mineral sintético más importante en el clinker -- del cemento. A partir de entonces la comprensión de su composición ha continuado creciendo como resultado de esfuerzos intensivos de investigación, y normalmente se están estudiando intensivamente los diversos compuestos utilizando las técnicas más avanzadas de microscopía electrónica, difracción de rayos X, absorción atómica, y de evaluación exacta de energía.

El uso del cemento portland en una amplia variedad de aplicaciones ha conducido a refinamientos en el tipo de cemento disponible. Antes de 1930 había únicamente un cemento general de uso común; a partir de -- entonces los usuarios exigieron cementos que pudieran endurecer rápidamente, resistir el ataque de los sulfatos, tener menos desprendimientos de calor, o cumplir con algunos otros requisitos especiales.

El trabajo de traer el cemento portland a su estado de desarrollo actual ha sido producto de un gran esfuerzo internacional: Le Chatelier Michaelis y Vicet hicieron los primeros avances en Francia. A partir de los primeros años del siglo XX la oficina de Standards de los Estados Unidos, y después la Asociación del Cemento Portland, y la Asociación del Cemento y del Concreto, han hecho importantes contribuciones, Inglaterra, Suiza, Italia, Rusia, Japón, España, Alemania y Canadá, también han hecho contribuciones fundamentales al estudio de los cementos.

El tremendo desarrollo de la producción mundial de cemento portland durante el presente siglo, puede atribuirse a la combinación favorable de varios factores, entre ellos:

- 1.- La utilidad potencial y dependencia del cemento portland ha llegado a ser mucho más que aparente; sus usos y aplicaciones como materia prima de la fabricación de concreto así lo demuestran.
- 2.- La disponibilidad de los fabricantes para mejorar los métodos de operación dió origen a la producción masiva de cementos de calidad mediante la utilización de equipo y de maquinaria cada vez más eficiente.
- 3.- La estandarización del producto, vendido bajo la garantía de ser igual o mejor que el descrito por las normas standard de fabricación, ha inspirado confianza en el cemento portland, y ha asegurado

- do una operación exitosa, si se maneja adecuadamente.
- 4.- Un esfuerzo encomiable por parte de los fabricantes para cumplir con las demandas siempre crecientes de los arquitectos, contratistas, e ingenieros, para mejorar la calidad, y avanzar en las especificaciones tipo standard, ha estado acompañado de la investigación y de la observación concienzuda del producto.
 - 5.- Un estudio intensivo del proceso de fabricación del concreto, la determinación exitosa de las leyes del mismo, y la diseminación -- muy difundida de esa información entre ingenieros y contratistas, ha asegurado un porcentaje mucho menor de concreto fabricado incorrectamente.

Se han formado laboratorios de investigación diseñados para el estudio de los problemas de química y de ingeniería, relacionados -- con el uso del cemento portland, tanto en oficinas gubernamentales como en universidades, asociaciones y sociedades de fabricantes de cemento a través del mundo, mismos que se encargan de difundir el conocimiento técnico y tecnológico en este campo.

En nuestro país, la Dirección General de Normas, la Cámara Nacional del Cemento, y el Instituto Mexicano del Cemento y del Concreto, -- también participan activamente en la actualización de todo lo relacionado con la tecnología y fabricación del cemento portland.

A nivel mundial, la producción de cemento portland durante las dos últimas décadas, ha tenido el siguiente desarrollo:

DESARROLLO DE LA PRODUCCION MUNDIAL DE CEMENTO
(Millones de Toneladas)

AÑO	PRODUCCION	% AUMENTO
1970	589.5	
-		+ 21.9
1975	719.0	
-		+ 22.5
1980	881.1	
1981	882.9	+ 0.2
1982	886.3	+ 0.3
1983	917.1	+ 3.4
1984	937.1	+ 2.2
1985	952.5	+ 1.6
1986	1005.5	+ 5.5
1987	1052.0	+ 4.5
1988	1112.5	+ 5.8

PRODUCCION MUNDIAL DE CEMENTO, POR CONTINENTES, EN 1988
(Millones de Toneladas)

	PRODUCCION	% DEL TOTAL
Asia	477.2	42.9
Europa	411.8	37.0
América	167.0	15.0
Africa	50.9	4.5
Oceanía	7.5	0.6

LOS 25 PRIMEROS PRODUCTORES MUNDIALES DE CEMENTO, EN 1988.

(Miles de Toneladas)

1.-	China.	204,144
2.-	U.R.S.S.	138,100
3.-	Japón.	77,516
4.-	U.S.A.	69,734
5.-	India.	42,990
6.-	Italia.	38,556
7.-	Corea del Sur.	28,995
8.-	Francia.	26,031
9.-	España.	25,776
10.-	Brasil.	25,329
11.-	Rep. Fed. Alemana.	24,398
12.-	Turquía.	22,686
13.-	MEXICO.	22,500
14.-	Taiwán.	16,832
15.-	Polonia.	16,750
16.-	Reino Unido.	16,506
17.-	Irak.	14,000
18.-	Rumania.	14,000
19.-	Egipto.	13,000
20.-	Grecia.	12,902
21.-	Rep. Dem. Alemana.	12,506
22.-	Indonesia.	12,439
23.-	Irán.	12,202
24.-	Canadá.	11,960
25.-	Tailandia.	11,675

LOS 25 PRIMEROS PAISES EXPORTADORES DE CEMENTO, EN 1988.
(Miles de Toneladas)

1.- Grecia	6,248
2.- Japón	4,946
3.- MEXICO	4,530
4.- España	3,970
5.- Canadá	3,848
6.- Corea del Sur	3,597
7.- Taiwán	3,400
8.- Indonesia	3,136
9.- Francia	2,031
10.- Rumania	2,000
11.- U.R.S.S.	2,000
12.- Emiratos Arabes Unidos	2,000
13.- Bélgica	1,956
14.- Malasia	1,867
15.- Rep. Fed. Alemana	1,708
16.- Túnez	1,419
17.- Rep. Dem. Alemana	1,375
18.- Colombia	1,064
19.- Polonia	1,010
20.- Irak	1,000
21.- Venezuela	980
22.- Luxemburgo	854
23.- Yugoslavia	832
24.- Arabia Saudita	600
25.- Chipre	540

PRINCIPALES PAISES IMPORTADORES DE CEMENTO
(Millones de Toneladas)

Estados Unidos	18.0
China	7.0
Hong Kong	6.5
Rusia	4.6
Egipto	4.2
Holanda	4.0
Argelia	2.2
R.F.A.	2.1
Arabia Saudita	2.0
Nigeria	1.8
Hungría	1.8
Gran Bretaña	1.0

PRINCIPALES PAISES CONSUMIDORES DE CEMENTO
(Millones de Toneladas)

China	210
Rusia	140
Estados Unidos	90
Japón	70
Brasil	43
India	40
Italia	38
Turquía	33
Sud Corea	28
Francia	25
R.F.A.	24
MEXICO	18
Polonia	14

Por lo que respecta al consumo de cemento por habitante, la media mundial es de 217 kg/hab., registrándose los consumos más altos (a cifras de 1988) en los Emiratos Arabes Unidos con 1573 kg/hab.; Andorra, con 1220 kg/hab.; y Bahrain con 1158 kg/hab., en tanto que los más bajos del mundo se califican en Nigeria y Uganda, Africa.

En el continente Americano, Canadá promedia 366kg/hab.; Estados Unidos, 343 kg/hab.; y México, nuestro país, promedia 200 kg/hab.

Distribuido por continentes, el consumo promedio de cemento por habitante muestra las siguientes cifras:

Europa	- - - - -	481 kg/hab.
Rusia	- - - - -	483 kg/hab.
Oceanía	- - - - -	350 kg/hab.
América	- - - - -	248 kg/hab.
Asia	- - - - -	162 kg/hab.
Africa	- - - - -	90 kg/hab.

COMPOSICION Y CLASIFICACION DE LOS CEMENTOS PORTLAND

Por definición, el cemento portland es un material finamente pulverizado que, al agregarle agua, ya sea solo o mezclado con otros materiales como arena, grava, asbesto, etc., tiene la propiedad de fraguar tanto en el aire como en el agua, y formar una masa endurecida; es decir, es una clase de cementante hidráulico, el cual proviene de la pulverización fina del producto obtenido por calcinación o fusión incipiente de una mezcla íntima y debidamente proporcionada químicamente de materiales calizos y arcillosos (Clinker), sin más adición posterior que yeso natural, $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ (Sulfato de Calcio dihidratado), el cual se emplea para regular la acción química del cemento con el agua, y controlar así el tiempo de fraguado. Si no se añadiera yeso al cemento, éste fraguaría demasiado rápido al agregarle el agua haciendo imposible su manejo, o bien, fraguaría muy lentamente al ser agregado en exceso, retardando por tanto el endurecimiento de la pasta. Es muy importante dosificar adecuadamente el yeso para lograr su contenido óptimo, (se mide en términos de % SO_3), ya que su carencia o exceso puede provocar, además de los problemas mencionados, cambio volumétricos en el concreto.

Los cementos portland están compuestos principalmente de cuatro óxidos básicos: de calcio, CaO ; de silicio, SiO_2 ; de aluminio, Al_2O_3 ; y de hierro, Fe_2O_3 ; y no son simples mezclas de los mismos, sino que son mezclas de combinaciones de dichos óxidos, reconociéndose en ellos, cuatro compuestos principales que son:

NOMBRE	FORMULA	ABREVIATURA
Silicato Tricálcico	$3\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$	C_3S
Silicato Dicálcico	$2\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$	C_2S
Aluminato Tricálcico	$3\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3$	C_3A
Ferroatluminato Tetracálcico	$4\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$	C_4AF

Estos compuestos constituyen alrededor del 90% del peso del cemento y el 10% restante lo forman otros constituyentes como el yeso que se agrega al clinker durante la molienda final, y otros que quedan libres durante la calcinación de las materias primas, es decir, compuestos que no se alcanzan a combinar durante el proceso de calcinación; entre ellos se encuentran la cal libre, la magnesia, los alcalis, y trozos de óxidos

menores de manganeso, fósforo y titánio; el residuo insoluble, y la pérdida por ignición.

Los silicatos son los responsables químicos del desarrollo de la resistencia a la compresión del cemento. El C_3S es el mayor contribuyente en las resistencias a todas las edades, principalmente de las iniciales, hasta los 28 días de curado. A edades mayores, el C_2S es el que juega el papel más importante, siendo responsable de las resistencias a períodos de un año y aún más. El C_3A contribuye muy poco a la resistencia, pero en cambio genera mucho más calor al hidratarse que una cantidad igual de los otros componentes, y es responsable de las variaciones de volumen del cemento, de la formación de grietas, y es el más vulnerable al ataque de los sulfatos, cuando el cemento se encuentra en contacto con aguas o suelos sulfatados. El C_4AF contribuye poco o nada a la resistencia.

El siguiente cuadro ilustra en forma simplificada lo mencionado anteriormente:

<u>PROPIEDAD</u>	<u>COMPORTAMIENTO RELATIVO DE CADA COMPUESTO</u>			
	C_3S	C_2S	C_3A	C_4AF
Calor de Reacción	Medio	Lento	Rápido	Lento
Calor Liberado, por unidad de composición	Medio	Pequeño	Grande	Pequeño
Valor Cementante, por unidad de composición				
Inicial	Bueno	Pobre	Bueno	Pobre
Final	Bueno	Bueno	Pobre	Pobre

La Cal Libre, CaO , que queda por el quemado insuficiente del clínker, cuando se encuentra en exceso, puede dar lugar a dilatación y quebrantamiento de la pasta de cemento o del concreto. No se pueden precisar límites exactos para el contenido de cal libre en el cemento portland, sin embargo lo aconsejable es no pasar de 1.5%, pues se corre el riesgo de sufrir fuertes expansiones.

La magnesia, MgO , presente en la materia prima en forma de $MgCO_3$, al contrario del CaO , no se combina con los óxidos de las arcillas, sino que permanece en estado libre en el clínker. Si un cemento contiene un

porcentaje apreciable de MgO (mayor de 4.0%), corre el riesgo de presentar expansión, solo que a largo plazo, pues el "apagado" de la magnesia, que va acompañado de un cambio de volumen, tiene un desarrollo mucho muy lento; las primeras manifestaciones pueden ocurrir después de varios - - años, razón por la cual la magnesia resulta mucho más peligrosa que la - cal libre.

Los álcalis, Na_2O y K_2O , son elementos indeseables cuando están presentes en el cemento en alto porcentaje (mayor de 0.6% de Na_2O , expresado como % en peso de $Na_2O + 0.659\% K_2O$), ya que pueden causar verdaderos trastornos en el concreto, sobre todo si en éste se emplean agregados - reactivos con los mismos, como pueden ser dilatación, agrietamiento, y - disminución de la resistencia, elasticidad y durabilidad de dicho concreto. También pueden ocasionar ciertas dificultades para regular el tiempo de fraguado o provocar fraguado falso en el cemento por carbonatación de los mismos.

El residuo insoluble es otro de los constituyentes menores del cemento portland, y representa una pequeña fracción de cemento formada por una mezcla de óxidos no solubles en ácido clorhídrico, los cuales no intervienen en las propiedades del cemento y que generalmente provienen -- del yeso natural que se agrega al clínker durante la molienda, aunque -- también parte de ellos pueden provenir de alguna pequeña fracción de los materiales arcillosos de la mezcla cruda, que no alcanzan a combinarse - durante la calcinación.

La pérdida por ignición o pérdida por calcinación, representa el -- porcentaje de pérdida de peso que sufre el cemento después de someterse a un calentamiento de 1000°C, las sustancias que se pierden a esta temperatura son agua y bióxido de carbono; el agua proviene en parte, de la suministrada por el yeso natural, y, en parte, de la que se absorbe durante la fabricación del cemento, ya sea que se haya absorbido al clínker o al cemento terminado, que también puede absorber bióxido de carbono de la atmósfera.

La pérdida por ignición es, en cierto modo, una medida de la edad - del cemento.

El óxido de manganeso Mn_2O_3 , que normalmente no se presenta en cantidades significativas, le imparte una tonalidad café al cemento portland

no efectándolo de otro modo.

El óxido de fósforo, que se presenta como P₂O₅ en las materias primas, si tiene efectos nocivos tanto en la rapidez del fraguado como en el desarrollo de resistencias del cemento, así como en el quemado del clínker, por lo que su tolerancia está restringida por las normas.

El óxido de titanio, presente normalmente en pequeñas cantidades, no tiene mayor efecto.

Tomando en cuenta lo anterior, es que se han desarrollado cementos portland para cumplir con requisitos específicos, y así se tiene que, a nivel mundial, 68 países tienen sus propias especificaciones, y otros 28 países han adoptado las especificaciones standard de otros países como Bélgica, Inglaterra, Francia, Alemania y los Estados Unidos de Norteamérica, correspondiendo a éste último, a través de la Sociedad Americana para Pruebas y Materiales, ASTM, la siguiente clasificación de tipos de cemento portland:

TIPO I	Portland Normal.
TIPO II	Portland Modificado.
TIPO III	Portland de Fraguado Rápido o Alta Resistencia Inicial. Portland de Fraguado Extra-rápido. Portland de Ultra-Alta Resistencia Rápida.
TIPO IV	Portland de Bajo Calor.
TIPO V	Portland Resistente a los Sulfatos.
TIPO IS	Portland de Escoria de Alto Horno.
TIPO P Y IP	Portland Puzolana. Portland Blanco. Cemento Mortero o de Albañilería.

En nuestro país, la Secretaría de Patrimonio y Fomento Industrial, a través de la Dirección General de Normas, se ha apoyado en las especificaciones ASTM para reglamentar la Norma Oficial Mexicana, NOM-C.1 y --

NOM-C.2, que cubren los tipos descritos, y que tienen las siguientes - características y requisitos químicos y físicos: (Todos ellos se fabri-- can en nuestro país).

TIPO I. Normal, es de uso general, donde no se requieren las propieda-- des específicas de otros tipos. Se utiliza principalmente en la cons-- trucción de casas, edificios, puentes, cimentaciones y trabajos de mon-- postería, construcciones de concreto preforzado, tanques y productos pre fabricados.

TIPO II. Alta resistencia rápida; menor generación de calor de hidrata-- ción, moderada resistencia al ataque de sulfatos. Sus aplicaciones son similares al tipo I, destacando su aplicación en edificación de naves -- industriales, prefabricados, etc.

TIPO III. Alta resistencia temprana. Es un tipo de cemento que produce un concreto a una resistencia elevada en corto tiempo; con menor dosifi-- cación, se logran resistencias deseadas en concreto, es mas fino que el tipo I, y libera mayor cantidad de calor hidratante, se aplica para el - prefabricado como, codos, depósitos, fosas, postes, bloques, losetas,

TIPO IV. De bajo calor de hidratación. Se limita el contenido de com-- puestos químicos que producen un mayor calor de hidratación, pero se - afectan sus resistencias mecánicas, su caso se limita a obras hidráuli-- cas y cortinas para presas.

TIPO V. Alta resistencia a los sulfatos. Se ajustan sus componentes pa-- ra reducir a bajas proporciones el compuesto químico que lo hace vulnera-- ble al ataque de los sulfatos que están disueltos en el agua; por lo que se hace más resistente a este agente agresivo, es ideal para obras que - están en contacto con agua o humedad, incluyendo agua de mar. Por ejem-- plo para cimentaciones, obras hidráulicas prefabricadas como: diques, ca-- jones, fosas y estanques.

CEMENTO BLANCO. En este tipo de cemento se ha eliminado el Mineral de - Hierro, causante principal del color gris característico del cemento - - Portland. Los usos de este cemento son iguales a los del tipo I, aunque su precio es muy elevado; por lo que se utiliza solo para fines decora-- tivos.

CEMENTO MORTERO O DE ALBAÑILERIA. Se caracteriza por su plasticidad, adherencia, trabajabilidad, quedando en segundo término la resistencia a la compresión. Están compuestos de un 30% a un 50% de Cemento Portland, al cual se le agrega un fluidificante que suele ser: caliza, arcilla o puzolana y después se muele agregándole aditivos orgánicos que establecen las propiedades mencionadas. Su aplicación es para: pegar tabiques, ladrillos o rocas entre sí; también para tender los firmes de pisos o los aplanados de los muros.

CEMENTO PORTLAND PUZOLANICO: (ASTM tipo IP y ASTM tipo P). Se le llama cemento puzolánico a un cemento portland al cual se le agrega un material activo, o sea uno que contribuye a aumentar resistencias mecánicas y que le imprime ciertas propiedades convenientes al producto. Estos materiales activos son: la puzolana (natural o artificial), cenizas volcánicas, etc.

Los cementos puzolánicos dan resistencias mecánicas inferiores a las del portland tipo I normal a edades tempranas (corto plazo), pero igualen o los superan a edades posteriores (largo plazo).

Generan menor calor de hidratación y resisten mejor el ataque químico. Este tipo de cemento se prefiere en climas cálidos.

REQUISITOS QUIMICOS Y FISICOS BASICOS DE LOS CEMENTOS PORTLAND

N.O.M. C-1-1960

N.O.M. C-2-1965

	I	II	III	IV	V	P.1	P.2
SiO ₂ , %MIN	-	21.0	-	-	-	-	-
Al ₂ O ₃ , %MAX	-	6.0	-	-	-	-	-
Fe ₂ O ₃ , %MAX	-	6.0	-	6.5	-	-	-
MgO, %MAX	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0
SO ₃ , %MAX						5.0	5.0
p' C ₃ A < 8.0	3.0	3.0	3.5	2.3	2.3		
p' C ₃ A > 8.0	3.5	-	4.5	-	-		
PxI, %MAX	3.0	3.0	3.0	3.0	3.0	8.0	8.0
R.I, %MAX	0.75	0.75	0.75	0.75	0.75		
C ₃ S, %MAX	-	-	-	35	-		
C ₂ S, %MAX	-	-	-	40	-		
C ₃ A, %MAX	-	8	15	7	5		
Finura, cm ² /g, MIN	2800	2800	-	2800	2800	3000	3000
Sanidad, % MAX	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.50	0.50
Tiempo Fraguado método Vicat							
Inicial, Min. MIN	45	45	45	45	45	45	45
Final, Ha. MAX	8	8	8	8	8	7	7
Resist. a la Compr. Kgf/cm ²							
24h, MIN	-	-	130	-	-		
3d, MIN	130	105	250	-	85	130	102
7d, MIN	200	175	-	70	155	200	153
28d, MIN	-	-	-	175	210	255	204

NOTA: Las normas establecen también requisitos opcionales, los cuales solo deben observarse a solicitud del cliente.

COMPOSICIONES QUIMICAS TÍPICAS DE VARIOS CEMENTOS, %

	SiO ₂	Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃	CaO	MgO	SO ₃	PxI	R.I
Tipo I	21.3	6.0	2.7	63.2	2.9	1.8	1.3	0.2
Tipo II	22.3	4.2	4.3	63.1	2.5	1.7	0.8	0.1
Tipo III	20.4	5.9	3.1	64.3	2.0	2.3	1.2	0.2
Tipo IV	24.3	4.3	4.1	62.3	1.8	1.9	0.9	0.2
Tipo V	25.0	3.4	2.8	64.1	1.9	1.6	0.9	0.2
Blanco	25.5	5.9	0.6	65.0	1.1	0.1	-	-
Puzolana	26.0	6.9	3.6	52.3	4.2	1.0	4.8	9.4

VALORES TÍPICOS DE LOS COMPUESTOS DE LOS CEMENTOS PORTLAND

CEMENTO	VALDR	C ₃ S	C ₂ S	C ₃ A	C ₄ AF	BaSO ₄	CaO _L	MgO	PxI
Tipo I	MIN	42	8	5	6	2.6	0.0	0.7	0.6
	MED	49	25	12	8	2.9	0.3	2.4	1.2
	MAX	67	31	14	12	3.4	1.5	3.2	2.3
Tipo II	MIN	37	19	4	6	2.1	0.1	1.5	0.5
	MED	46	29	6	12	2.8	0.6	3.0	1.0
	MAX	55	39	8	16	3.4	1.6	4.4	2.0
Tipo III	MIN	34	0	7	6	2.2	0.1	1.0	1.1
	MED	56	15	12	8	3.9	1.3	2.6	1.9
	MAX	78	38	17	10	4.6	4.2	4.8	2.7
Tipo IV	MIN	21	34	3	6	2.6	0.0	1.0	0.6
	MED	30	46	5	13	2.9	0.3	2.7	1.0
	MAX	44	57	7	18	3.5	0.9	4.1	1.9
Tipo V	MIN	35	24	1	6	2.4	0.1	0.7	0.2
	MED	43	36	4	12	2.7	0.4	1.6	1.0
	MAX	54	49	5	15	3.9	0.6	2.3	1.2

FABRICACION DE LOS CEMENTOS PORTLAND

Existen dos métodos para la fabricación de los cementos portland: -- seco y húmedo. En ambos, el proceso se inicia con la explotación de las canteras de materias primas (materiales calizos y arcillosos), su extracción, y su acarreo a la fábrica propiamente dicha, donde se someten a las siguientes etapas:

TRITURACION: Las materias primas se trituran en máquinas que las reducen a un tamaño máximo de 4.0 cm.

PRE-HOMOGENEIZACION: El material triturado se pile convenientemente para uniformar la composición química del conjunto.

MOLIENDA Y SECADO: Estas etapas pueden estar separadas o juntas; en -- ellas se reduce el contenido de humedad del material hasta un 4.2%, en tanto que se muele en molinos de bolas y se clasifica con equipos especiales llamados "separadores de aire", hagta obtener un polvo impalpable, al cual se le llama "crudo" o mezcla cruda, pues ya está previamente dosificado.

HOMOGENEIZACION: La mezcla cruda se envía a los silos de crudo donde se homogeniza hasta obtener una composición química siempre uniforme, con lo cual se garantiza una alimentación de la misma calidad del horno.

CALCINACION: De los silos de crudo el material pasa al sistema de calcinación (hornos rotatorios simples o arreglados con equipos -- intercambiadores de calor), el cual constituye la parte fundamental de la fábrica, pues en él se llevan a cabo las reacciones químicas que forman los compuestos constituyentes del cemento, mediante el tratamiento térmico adecuado para llevar la mezcla cruda a un estado de semi-fusión, durante el cual -- se forman aglomerados de forma aproximadamente esférica que -- que contienen los cuatro compuestos principales que forman el cemento portland, y que reciben el nombre de "CLINKER".

Esta es la parte más importante del proceso de fabricación del cemento, no solo desde el punto de vista de la calidad del producto, sino también, y sobre todo, de economía de la producción.

ENFRIAMIENTO: El clinker se enfría en equipos especiales y se almacena en el patio de materiales.

MOLIENDA DE CEMENTO: El clinker pasa a los molinos de cemento, donde se muele junto con una cantidad previamente dosificada de yeso a una finura muy elevada, para obtener el cemento portland. En este punto termina el proceso de fabricación.

El cemento molido se transporta a los silos de almacenamiento, donde se toman muestras para sus pruebas y análisis físico-químicos, previos a su empaque y embarque al mercado consumidor.

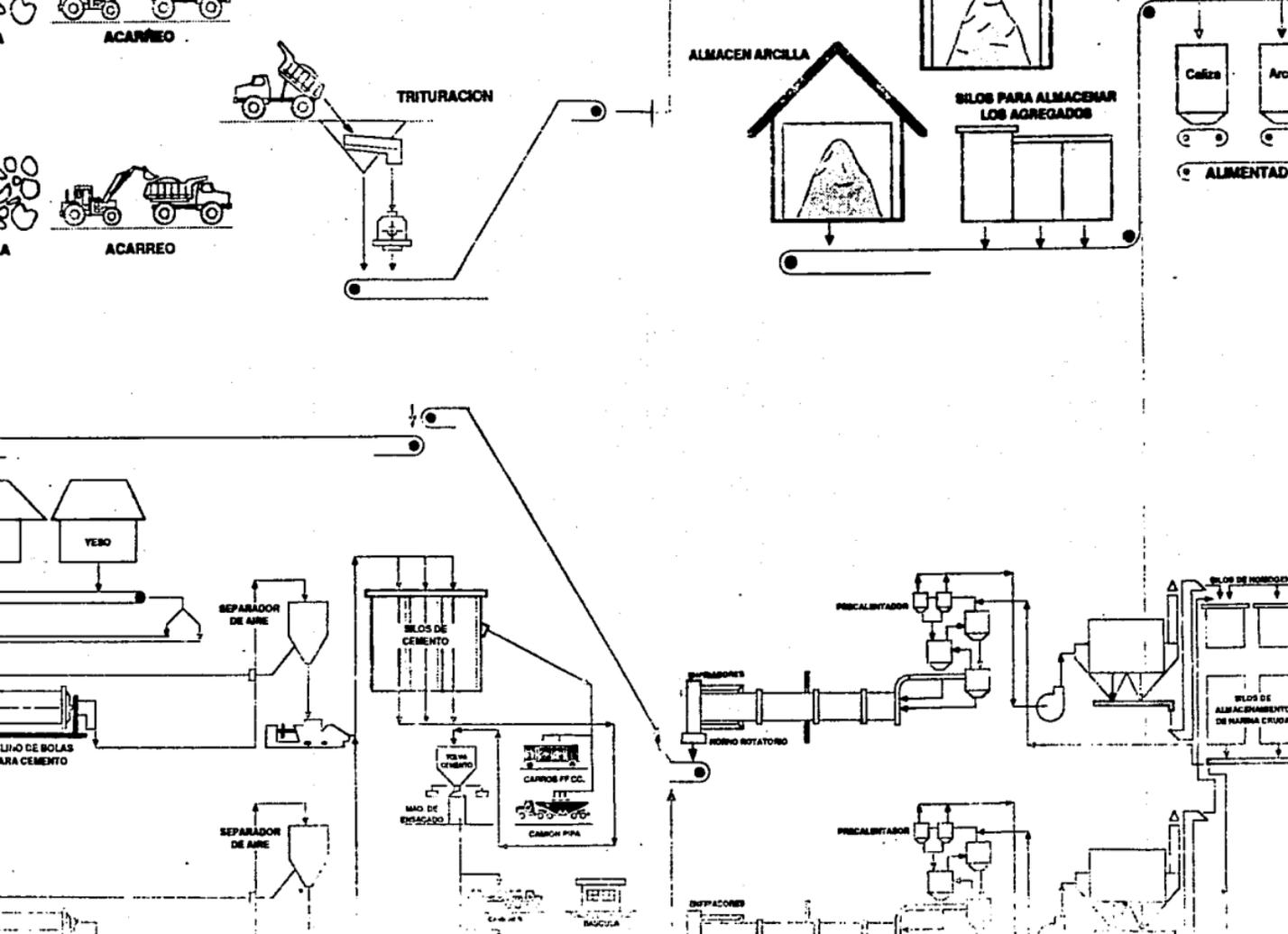
La diferencia entre el proceso seco y el húmedo consiste básicamente en que la arcilla no se tritura, sino que se descarga en un molino de ras-trillos que la desmenuza y la mezcla con agua para producir una lechada bastante fluida, la cual se dosifica junto con la caliza previamente triturada, se alimenta a los molinos de crudo donde se añade agua para facilitar la molienda, manejo, mezclado y control de los materiales. De aquí pasa a unos tanques correctores y de ahí a otros mezcladores de donde, a su vez, pasa al horno, donde se lleva a cabo el secado y el desmenuzamiento de los aglomerados de polvo crudo mediante un sistema de cadenas que se mueven lentamente conforme gira el horno.

Los siguientes pasos que se siguen en la fabricación son iguales a los que se siguen en el proceso por vía seca.

En la actualidad el método de fabricación depende también de la dureza de la materia prima empleada y de su contenido de humedad.

El cemento portland debe tener siempre una calidad uniformemente satisfactoria, lo cual quiere decir que en su proceso de fabricación se deben regular cuidadosamente las proporciones de piedra caliza y arcilla, así como de las otras materias primas que pueden intervenir en la composición de sus diferentes tipos; para ello se hace el análisis químico de los materiales, y sobre esta base se calculan correctamente las mezclas, asegurándose una adecuada combinación, así como las propiedades correspondientes al tipo de cemento requerido; lo anterior constituye una de las labores principalísimas del laboratorio y del químico de la fábrica.

Las operaciones que se realizan en las fábricas de cemento son, por naturaleza, complejas y costosas, ya que en ellas intervienen equipos y maquinaria en movimiento muy pesados, que tienen que manejarse con toda



eficiencia y control.

Las altas temperaturas necesarias para la elaboración del cemento, de hasta 1450°C en la zona de clinkerización de los hornos, hacen que esta industria sea una importante consumidora de energéticos, tanto térmicos como eléctricos (gas, carbón, combustóleo, electricidad), siendo su consumo dependiente del país de que se trate, del tamaño de su industria, de la edad de sus fábricas, y de los procedimientos de trabajo que en ellas se siguen, por lo que, en algunos de ellos el costo de consumo de energéticos llega a representar hasta un 40% del costo total de producción del cemento.

A nivel internacional se asume que la producción de una tonelada de clinker requiere 125 kg. de combustóleo, o su equivalente, (una tonelada de clinker produce 1.15 tone. de cemento), y que el consumo específico de electricidad es de 125 kwh por ton. de cemento.

Del mismo modo, se asignan los siguientes valores de rango de consumo energéticos para las diversas etapas del proceso de fabricación del cemento:

ETAPA DEL PROCESO	RANGO DEL CONSUMO
EXTRACCION Y TRITURACION (Electricidad)	8.5 a 70 kcal/Ton. cem.
SECADO (Combustibles)	0 a 335 kcal/Ton. cem.
MOLIENDA INICIAL (Electricidad)	8.5 a 200 kcal/Ton. cem.
HORNO (Electricidad) (Combustibles)	28.0 a 175 kcal/Ton.cem. 780 a 2800 kcal/Ton cem.
MOLIENDA FINAL (Electricidad)	75.0 a 206 kcal/Ton cem.

Por lo que respecta al consumo de energéticos por tipo de proceso, los promedios internacionales, considerando el estado de las instalaciones, arroja los siguientes datos:

PROCESO HUMEDO:

Plantas Viejas - - - - - 1552 kcal/kg clinker
Plantas Nuevas - - - - - 1194 kcal/kg clinker

PROCESO SECO:

Plantas Viejas - - - - - 1003 kcal/kg clínker
Plantas Nuevas - - - - - 764 kcal/kg clínker

En nuestro país la industria cementera se inició en 1906, cuando se instaló la primera fábrica de cemento en el estado de Nuevo León, con una capacidad de 60,000 TPA, y para 1911 ya había dos plantas nuevas más en el estado de Hidalgo. En 1959, cuando se creó el Instituto Mexicano del Cemento y del Concreto, IMCYC, había 20 fábricas en el país, con un total de 58 hornos, y la capacidad instalada era de 3.3 millones de TPA. En los años de 1970 a 1982 la industria cementera mexicana creció espectacularmente, subiendo su producción de 7.2 millones de TPA a 19.2 millones de TPA, teniendo en este último año un consumo equivalente al de su producción.

Actualmente la capacidad instalada es de 33.6 millones de TPA, y se espera que para 1992 aumente a 36.4 millones de TPA.

La industria cementera mexicana es, pues, una industria moderna y -- una de las más avanzadas conocidas, gracias a que los industriales mexicanos, concientes de la importancia que tiene el cemento portland en el desarrollo del país, se han preocupado por elaborar un producto que compita a nivel internacional en calidad y precio, mismo que es fabricado en todos los rincones del territorio nacional, donde existen 30 fábricas localizadas estratégicamente, del tal modo que no existe ningún lugar en el país distante más de 400 km. de una fábrica de cemento (ver mapa anexo).

En estas fábricas, 26 de las cuales pertenecen a cuatro grupos industriales importantes y el resto son de empresas independientes, hay 80 -- hornos instalados, de los cuales solo 6 operan en la vía húmeda, y el resto son de proceso seco, muchos de ellos equipados con los más modernos -- equipos intercambiadores y recuperadores de calor (pre-calentado de mezcla cruda y enfriadores de clínker, respectivamente), así como con los -- más avanzados sistemas de control operativo y de calidad del proceso.

Todo lo anterior representa el resultado, logrado a través de los -- años, de las cuantiosas inversiones que se han tenido que hacer para incrementar sustancialmente la capacidad productiva, adquiriendo la tecnología más avanzada tanto en la maquinaria y el equipo, como en los sistemas de control de la contaminación ambiental; en este último punto debe desta

car que, no obstante que no existe en los gases de escape de los hornos ninguna emisión química que se catalogue como contaminante atmosférico, se estima que un 15% del costo total de una planta nueva, corresponde a equipo anticontaminante, principalmente de captación de polvos.

Por lo que respecta al consumo de energéticos, se estima que éste es del orden del 5% de las ventas nacionales de gas natural, del 7% de las de combustibles, y del 4% de la generación total de energía eléctrica del país.

Asimismo, la industria cementera mexicana constituye una fuente de trabajo directa para más de 15000 personas, e indirecta para otras 80000, cuando menos; el transporte del cemento en nuestro país se hace en un 63% por carretera, 26% por ferrocarril, y el resto por vía marítima, entregándose envasada el 65% de la producción, y el resto a granel.

Las expectativas inmediatas de esta industria contemplan alcanzar una producción equivalente al 73% de su capacidad instalada, de la cual se espera destinar del 25 al 30% para la exportación, y el resto para el consumo interior; es decir, se está hablando de cifras del orden de 6.5 mill. de TPA y de 20.0 mill. de TPA, respectivamente.

Dentro de la industria cementera mexicana resalta el nombre del grupo CEMEX, originario de Monterrey, N.L., poseedor de 18 fábricas en el país, lo cual le hace participar con el 68% de la capacidad instalada nacional de producción, que a su vez lo coloca como primer productor, que es extensivo a nivel continente Americano, y lo coloca como cuarto grupo productor a nivel mundial, según se muestra en la siguiente lista:

PRINCIPALES GRUPOS INDUSTRIALES PRODUCTORES DE CEMENTO

NOMBRE	CAPACIDAD INSTALADA (Millones de Tons/Año)
Grupo HOLDERBANK (Suiza)	39.5
Grupo LAFARGE (Francia)	37.5
Grupo BLUE CIRCLE (Inglaterra)	31.5
Grupo CEMEX (México)	22.4
Grupo CIMENTS FRANCAIS (Francia)	13.5
Grupo SSANYONG (Corea)	12.5
Grupo HEILDEBERGER (Alemania)	10.5
Grupo MITSUBISHI (Japón)	10.5
Grupo LONG STAR (Estados Unidos)	9.8

PLANTAS PRODUCTORAS DE CEMENTO EXISTENTES EN LA REPUBLICA MEXICANA

RAZON SOCIAL	LOCALIZACION	CAPAC. INST. (miles TPA)	GPO. EMP.
1. Cementos Anahuac, S.A. de C.V.	Barrientos, Edo. de México	2500	CEMEX
2. Cementos Anahuac del Golfo.	Tamulín, S.L.P.	2500	CEMEX
3. Cementos Apasco, S.A. de C.V.	Apasco, Edo. de México	1705	APASCO
4. Cementos Apasco, S.A. de C.V.	Mecusapa, Tabasco	920	APASCO
5. Cementos Apasco, S.A. de C.V.	Linares, Nuevo León	1500	APASCO
6. Cementos Atoyac, S.A. de C.V.	Puebla, Pue.	102	CEMEX
7. Cementos Cruz Azul, S.C.L.	Jasso, Hidalgo	1873	CRUZ AZUL
8. Cementos Cruz Azul, S.C.L.	Lagunas, Daxaca	2060	CRUZ AZUL
9. Cementos de Acapulco, S.A. de C.V.	Acapulco, Guerrero	600	INDEPEND.
10. Cementos de Chihuahua, S.A. de C.V.	Chihuahua, Chih.	900	CHIHUAHUA
11. Cementos de Chihuahua, S.A. de C.V.	Cd. Juárez, Chih.	145	CHIHUAHUA
12. Cementos del Norte, S.A. de C.V.	Monterrey, N.L.	265	CEMEX
13. Cementos del Yaqui, S.A. de C.V.	Hermosillo, Son.	2000	CEMEX
14. Cementos Guadalajara, S.A. de C.V.	Ensenada, B.C.N.	1020	CEMEX
15. Cementos Guadalajara, S.A. de C.V.	Guadalajara, Jal.	1950	CEMEX
16. Cementos Hidalgo, S.C.L.	Villa Hidalgo, H.L.	456	INDEPEND.
17. Cementos Ilaya, S.A. de C.V.	León, Coahuila	810	CEMEX
18. Cementos Ilaya, S.A. de C.V.	Mérida, Yucatán	1500	CEMEX
19. Cementos Mexicanos, S.A. de C.V.	Huichapan, Edo. de Hidalgo	1100	CEMEX
20. Cementos Mexicanos, S.A. de C.V.	Monterrey, N.L.	2310	CEMEX
21. Cementos Mexicanos, S.A. de C.V.	Torreón, Coahuila	1500	CEMEX
22. Cementos Mexicanos, S.A. de C.V.	Valles, S.L.F.	2370	CEMEX
23. Cemento Portland Blanco de México, S.A. de C.V.	Vito, Hidalgo	60	INDEPEND.
24. Cemento Portland Moctezuma, S.A. de C.V.	Cuernavaca, Morelos	420	INDEPEND.
25. Cemento Portland Nacional, S.A. de C.V.	Hermosillo, Son.	2000	CEMEX
26. Cementos Sinaloa, S.A. de C.V.	El Fuerte, Sinaloa	542	CEMEX
27. Cementos Tlaxcala, S.A. de C.V.	Atotonilco, Hidalgo	2070	CEMEX
28. Cementos Tlaxcala, S.A. de C.V.	Tula, Hidalgo	940	CEMEX
29. Cementos Tlaxcala, S.A. de C.V.	Epottitlic, Jalisco	1700	CEMEX
30. Cementos Veracruz, S.A. de C.V.	Orizaba, Veracruz	1507	INDEPEND.

Grupo CEMEX - - - - -	10 plantas
Grupo APASCO - - - - -	3 plantas
Grupo CHIHUAHUA - - - - -	2 plantas
Grupo CRUZ AZUL - - - - -	2 plantas
Independientes - - - - -	5 plantas
Total - - - - -	32 plantas

INDUSTRIA CEMENTERA MEXICANA
(Miles de Toneladas)

AÑO	PRODUCCION	CONSUMO	EXPORTACIONES	IMPORT.
1950	1388	1387	21	20
1960	3090	3119	1	30
1970	7180	7285	98	3
1975	11612	11521	200	117
1980	16260	16260	250	250
1981	17978	18125	76	223
1982	19200	19102	425...	147
1983	17011	16146	1097	-
1984	18350	17777	2007	-
1985	20680	18405	2275	-
1986	20400	16600	3800	-
1987	22355	18675	4569	-
1988	22897	18367	4530	-
1989	23300	18800	4200	-
1990	24000	20300	3100	-

COMENTARIOS ACERCA DE LAS MATERIAS PRIMAS

El clinker del cemento portland es una mezcla de cantidades diferentes de varios compuestos químicos, cuya composición cuantitativa y estructura cristalográfica determinan la calidad del mismo.

Habiendo ya mencionado cuales son los cuatro componentes básicos del cemento portland, conviene ahora hacer algunas observaciones acerca de las materias primas que originan dichos compuestos, materias que normalmente son minerales de origen natural, pero que también pueden ser productos industriales. Es sumamente raro encontrar en una sola materia prima los cuatro componentes básicos distribuidos en las proporciones necesarias para hacer el clinker del cemento portland, razón por la cual normalmente es necesario escoger una combinación medida de un componente rico en CaO (componente calizo), con un componente que sea más pobre en CaO , pero que sin embargo contenga mas SiO_2 , Al_2O_3 y Fe_2O_3 (componente arcilloso). El óxido de calcio, CaO , no se encuentra libre en la naturaleza, sino combinado con el dióxido de carbono, CO_2 , formando el carbonato de calcio, CaCO_3 , que, en cambio, se encuentra ampliamente en la misma y que cualquiera que sea su formación geológica lo hace apto para la producción de clinker. Las formas más comunes de CaCO_3 reciben el nombre de calizas y gredas o margas. Los grados más puros de caliza son el espato de calcio (calcita) y la aragonita, siendo el mármol una variedad macroscópica-granular de la calcita, que no es redituable para la fabricación de cemento.

La piedra caliza es de estructura cristalina de grano fino predominantemente, y en dureza depende de su edad geológica variando de 1.8 a 3.0 en la escala de Mohs; su gravedad específica varía de 2.5 a 2.8. Solo las variedades más puras de caliza son blancas, y puede decirse además que, mientras mayor es la edad geológica, mayor es la dureza. Usualmente la caliza contiene mezclas de substancia arcillosa o de compuestos de fierro, los cuales influyen en el color de la misma.

La greda o marga es una roca sedimentaria de origen geológico relativamente joven que, en contraste con la caliza, se caracteriza por su textura terrosa suave, propiedad que la vuelve especialmente adecuada para el proceso húmedo de fabricación de cemento, ya que no requiere de explosivos para su explotación, ni tampoco de trituración, lo cual reduce con-

siderablemente los costos de producción de cemento. En algunos depósitos de greda o margas el contenido de CaCO_3 llega hasta 98 ó 99% con pequeñas mezclas de SiO_2 , Al_2O_3 , y Fe_2O_3 .

En la mezcla cruda para fabricar clínker del cemento portland el componente calizo normalmente oscila entre 76 y 80% de CaCO_3 ; por lo tanto, las propiedades físicas y químicas de este componente son de influencia decisiva en la selección del método de fabricación de cemento, así como en el tipo de maquinaria de producción.

Las calizas con mezclas de SiO_2 , sustancia arcillosa, y Fe_2O_3 se llaman marlas, y constituyen el elemento de transición a las arcillas; dada su amplia distribución, se usan frecuentemente como materia prima para la producción de cemento. Geológicamente se trata de rocas sedimentarias, cuya dureza es más baja que la de la caliza, y que son menos duras cuanto mayor es su contenido de sustancia arcillosa. Son excelentes materias primas para la fabricación de cemento, debido a que contienen la cal y la sustancia arcillosa en estado natural casi homogeneizado. Las marlas calcáreas de composición química casi igual a la de la mezcla cruda del cemento portland, se usan para la fabricación del llamado "cemento natural"; sin embargo, no es común encontrar depósitos de este material.

Las arcillas constituyen la otra materia prima importante para la fabricación del cemento, y se forman mediante la intemperización de los álcalis y las tierras alcalinas que contienen silicatos de aluminio y de sus productos de conversión química, principalmente feldespatos y mica, estando su principal componente, formado por hidrosilicatos de aluminio. Su gravedad específica puede variar desde los 2.0 hasta 3.00, y su punto de fusión varía desde los 1150 hasta los 1785°C.

La composición química de las arcillas puede variar desde aquellas cercanas a la arcilla pura, hasta las que contienen una cantidad considerable de mezclas químicas como hidróxido de hierro, $\text{Fe}(\text{OH})_2$; sulfuro de hierro, Fe_2S ; arena, CaCO_3 , etc. El hidróxido de hierro es el principal agente colorante en las arcillas, aunque también el contenido de materia orgánica puede proporcionarles diferentes colores. Las arcillas sin impurezas son blancas.

La mayor fuente de álcalis en los cementos se encuentra en el componente arcilloso de la mezcla cruda.

Por lo que se refiere a las proporciones cuantitativas de los componentes calizos y arcillosos en las materias primas del cemento, puede hacerse la siguiente clasificación:

Caliza de Alto Grado - - - - -	De 96 a 100% CaCO_3
Caliza Mariácea - - - - -	De 90 a 96% CaCO_3
Merla Calcárea - - - - -	De 75 a 90% CaCO_3
Merlas - - - - -	De 40 a 75% CaCO_3
Merla Arcillosa - - - - -	De 10 a 40% CaCO_3
Arcilla Merlácea - - - - -	De 4 a 10% CaCO_3
Arcillas - - - - -	De 0 a 4% CaCO_3

O bien se pueden agrupar del siguiente modo:

Calizas, cuyo contenido de CaCO_3 es mayor de 75%.

Arcillo-calizas, cuyo contenido de CaCO_3 oscila entre 40 y 75%.

Arcillas, cuyo contenido de CaCO_3 es menor de 40%.

En el primer grupo están las calizas puras, las gredas puras y las margas-calizas puras.

En el segundo grupo se encuentran las calizas arcillosas, las gredas arcillosas, las margas arcillosas y las cenizas de alto horno.

En el tercer grupo están las pizarras, los esquistas y las arcillas propiamente dichas, o barro.

Cualquier combinación debidamente proporcionada de dos materiales de esos grupos dará una mezcla de composición química adecuada para obtener mediante el proceso de calcinación clínker del cemento portland.

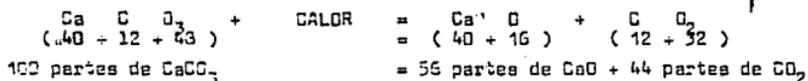
Así, las combinaciones más usadas por las fábricas pueden ser:

- a).- Caliza Pura y Marga Arcillosa o Arcilla.
- b).- Caliza Pura y Caliza Arcillosa (Piedra de cemento).
- c).- Marga Caliza o Greda Pura y Marga Arcillosa o Arella.
- d).- Caliza Pura y Cenizas de Alto Horno.

Se pueden emplear también ingredientes correctores de la mezcla cruda en caso de que haya deficiencia de algún compuesto básico; por ejemplo para compensar la falta de SiO_2 puede utilizarse arena, arcilla de alto contenido de sílice, diatomita, etc., o para compensar la deficiencia de Fe_2O_3 , puede emplearse mineral de fierro (hematita), escoria de fundición trizas de pirita, etc. Eventualmente pueden encontrarse en las materias primas trizas de otros componentes como óxido de magnesio, MgO ; Alcalis,

Na₂O y K₂O; azufre, como sulfuros; cloruros y fluoruros; y también fósforo como P₂O₅. Todos ellos tienen que determinarse cuidadosamente, ya que no deben admitirse libremente en las materias primas, dados los efectos inconvenientes que pueden tener en la operación del proceso de quemado, y/o en el producto final.

Cuando la mezcla cruda se quema, primero se expulsan los componentes volátiles, y, especialmente, el Bióxido de Carbono de la caliza y el agua de hidratación de la arcilla, con lo cual se produce una pérdida de peso. Atendiendo a esto se calcula la cantidad necesaria de mezcla cruda seca para la producción de clínker:



Además, se considera que el agua de hidratación expulsada equivale a un 7.0% en peso, más o menos.

Por lo tanto, cuando una mezcla cruda que contiene 77.0% de CaCO₃ se quema en el horno, se tiene aproximadamente la pérdida por ignición siguiente:

$$\text{Del CaCO}_3: \quad 0.77 \times 0.44 \text{ kg. CO}_2 = 0.3388 \text{ kg. de CO}_2$$

$$\text{De la Arcilla: } 0.23 \times 0.07 \text{ kg. H}_2\text{O} = \underline{0.0161} \text{ kg. de H}_2\text{O}$$

$$\text{PERDIDA POR IGNICION TOTAL:} \quad = \quad 0.3549 \text{ kg.,}$$

es decir, que 1.0 kg. de mezcla cruda con el 77.0% de Carbonato de Calcio produce aproximadamente 0.6451 kg. de clínker, o bien, que para producir 1.0 kg. de clínker a partir de una mezcla cruda que contenga 77.0% de CaCO₃ se requieren 1.55 kg. de ésta.

En la práctica real se utiliza un factor de conversión un tanto más conservador pues se toman en consideración las pérdidas naturales de operación en el proceso de fabricación del clínker.

COMPOSICIONES QUIMICAS TÍPICAS DE LAS MATERIAS PRIMAS PARA CEMENTO

#	CARLIZAS			MARLAS			ARCILLAS			CORRECTORES			
	1	2	3	1	2	3	1	2	3	Diatom	Dauvita	Pirita	Arena
SiO ₂	3.76	6.75	4.91	27.98	37.20	21.32	67.29	55.56	60.10	77.0	22.0	25.0	99.2
Al ₂ O ₃	1.10	0.71	1.20	10.57	8.22	4.14	8.97	15.77	18.00	8.0	58.0	16.0	-
Fe ₂ O ₃	0.66	1.47	0.66	3.08	4.40	1.64	4.28	4.47	8.20	1.6	16.0	87.0	0.5
CaO	52.46	49.80	57.55	30.12	27.30	39.32	7.27	4.80	0.80	0.3	4.0	0.9	-
MgO	1.23	1.40	0.63	1.35	1.02	0.75	1.97	1.36	0.20	0.9	1.0	2.0	-
H ₂ O	0.13	0.02	-	0.20	0.12	0.06	0.32	1.20	1.40	5.8	-	-	-
Na ₂ O	0.22	0.04	-	0.33	0.18	0.08	1.20	1.53	1.60	1.0	-	-	-
SO ₃	0.01	1.10	0.21	0.70	0.37	-	1.51	1.00	3.30	-	-	0.0	-
PxI	40.30	39.65	40.76	24.68	24.59	32.62	7.19	8.67	5.40	5.2	23.0	-	0.2
SUMAS	100.00	100.00	100.00	99.91	99.90	99.93	100.00	100.00	100.00				

COMENTARIOS ACERCA DEL CLINKER.

No obstante que la composición química del clínker no depende exclusivamente de la composición química de la mezcla cruda, pues interviene en ella algunas variables del proceso como la temperatura de quemado, el tiempo de permanencia del material en la zona de quemado, y la secuencia de enfriamiento, siempre es posible, sin embargo, calcular con bastante aproximación las cantidades potenciales de los compuestos a formar, partiendo del hecho de que, bajo condiciones aproximadas de equilibrio, la forma de interacción de los cuatro componentes básicos de la mezcla cruda es, más o menos, como sigue:

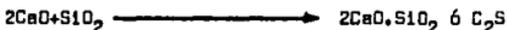
1.- El Fe_2O_3 reacciona con Al_2O_3 y CaO para formar $4CaO \cdot Al_2O_3 \cdot Fe_2O_3$:



2.- El Al_2O_3 restante de la reacción anterior reacciona con CaO para formar $3CaO \cdot Al_2O_3$.



3.- El CaO sobrante de las reacciones anteriores reacciona con SiO_2 para formar $2CaO \cdot SiO_2$.



4.- Y el CaO todavía sobrante reacciona con $2CaO \cdot SiO_2$ para formar - - - $3CaO \cdot SiO_2$.



Al CaO sobrante que queda sin reaccionar se le conoce como CaO libre.

De acuerdo con lo anterior, si hacemos que:

a = CaO (pM = 56.07);

b = SiO_2 (pM = 60.06);

c = Al_2O_3 (pM = 101.92);

d = Fe_2O_3 (pM = 159.60);

Y que:

w = C_3S (pM = 228.27)

x = C_2S (pM = 172.20)

y = C_3A (pM = 270.17)

z = C_4AF (pM = 465.80)

Entonces podemos darnos cuenta de que, por pesos moleculares,

el C_3S ($3CaO.SiO_2$) contiene 73.69% CaO y 26.31% SiO_2 .

el C_2S ($2CaO.SiO_2$) contiene 65.12% CaO y 34.88% SiO_2 .

el C_3A ($3CaO.Al_2O_3$) contiene 62.27% CaO y 37.73% Al_2O_3 .

el C_4AF ($4CaO.Al_2O_3.Fe_2O_3$) contiene 41.16% CaO, 20.96% Al_2O_3 y 32.86% Fe_2O_3 .

Por lo que las proporciones de los óxidos, expresadas como partes -- fraccionales de los compuestos, pueden resumirse de la siguiente manera:

	C_3S (w)	C_2S (x)	C_3A (y)	C_4AF (z)
CaO (a)	0.7367	0.6512	0.6227	0.4616
SiO_2 (b)	0.2631	0.3488	-	-
Al_2O_3 (c)	-	-	0.3773	0.2098
Fe_2O_3 (d)	-	-	-	0.3286

Por consiguiente, en cualquier mezcla de los cuatro componentes básicos, se tiene que:

$$\% \text{ CaO (a)} = 0.73w + 0.6512x + 0.6227y + 0.4616z$$

$$\% \text{ SiO}_2 \text{ (b)} = 0.2631w + 0.3488x$$

$$\% \text{ Al}_2\text{O}_3 \text{ (c)} = 0.3773y + 0.2098z$$

$$\% \text{ Fe}_2\text{O}_3 \text{ (d)} = 0.3286z$$

Resolviendo el anterior sistema de ecuaciones, resulta que:

$$w = \% C_3S = 4.071 \text{ CaO} - (7.6024 \text{ SiO}_2 + 6.7187 \text{ Al}_2\text{O}_3 + 1.4297 \text{ Fe}_2\text{O}_3)$$

$$x = \% C_2S = 8.6024 \text{ SiO}_2 + 5.6083 \text{ Al}_2\text{O}_3 + 1.7085 \text{ Fe}_2\text{O}_3 - 3.071 \text{ CaO} \\ = 2.8675 \text{ SiO}_2 - 0.7544 \text{ C}_3\text{S}$$

$$y = \% C_3A = 2.6054 \text{ Al}_2\text{O}_3 - 1.692 \text{ Fe}_2\text{O}_3$$

$$z = \% C_4AF = 3.0432 \text{ Fe}_2\text{O}_3$$

La composición potencial del clínker calculada, por este método, puede no ser igual a la composición mineralógica del mismo, por las razones ya expuestas; sin embargo, la experiencia práctica ha mostrado la utilidad de este procedimiento para el proporcionamiento de las materias primas para producir clínker.

Partiendo de la misma base (análisis químico de la mezcla cruda), se pueden calcular las siguientes relaciones o módulos característicos del clínker:

Índice de K_{OH}l o Factor de Saturación de Cal

$$K = \frac{(\text{CaO} + 0.75 \text{ MgO})}{2.8\text{SiO}_2 + 1.18 \text{ Al}_2\text{O}_3 + 0.65 \text{ Fe}_2\text{O}_3} \times 100$$

Este factor es la relación entre el contenido real de CaO y el máximo contenido de CaO técnicamente combinable con los óxidos básicos del clínker. También se le llama "Índice de quemabilidad", y para clínkeres del cemento portland común su valor de oscilar entre 90 y 95%, en tanto que para cementos de alta resistencia inicial su valor debe estar entre 95 y 98%, haciéndose notar que, a mayor valor de K, se requerirá mayor consumo de calor para el quemado del clínker.

Módulo de Michaelis o Módulo Hidráulico

$$K = \frac{\text{CaO}}{\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3 + \text{Fe}_2\text{O}_3} \times 100$$

El valor de este módulo está generalmente limitado entre 1.7 y 2.3 - para clínkeres del cemento portland común. Si su valor es demasiado alto pueden ocurrir cambios considerables de volumen que pueden tener efectos nocivos en el concreto o en el mortero hecho con este cemento; si su valor es demasiado bajo, el mortero tenderá a ser frágil y a desmoronarse eventualmente. Al aumentar el valor del módulo hidráulico se requerirá más calor para quemar el clínker, y en el cemento producido suben las resistencias iniciales, así como el calor de hidratación, al mismo tiempo que disminuye la resistencia al ataque químico.

Módulo de Sílice (K_{OH}l)

$$M.S. = \frac{\text{SiO}_2}{\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{Fe}_2\text{O}_3}$$

Generalmente su valor oscila entre 1.9 y 3.2, prefiriendo mantenerse entre 2.4 y 2.7 para clínkeres del cemento portland común. Un módulo de sílice alto dificulta la quemabilidad del clínker, reduciendo el contenido de fase líquida y la tendencia a la formación de barro dentro del horno, y también provoca fraguado y endurecimiento lento del cemento. Sucede lo contrario con valores bajos de este módulo.

Módulo de Fundentes (Michaelis)

$$M.L. = \frac{Al_2O_3}{Fe_2O_3}$$

Su valor determina la composición de la fase líquida en el clínker, y debe oscilar entre 1.6 y 2.4 para clínkeres del cemento portland común. Un módulo de fundentes alto junto con, un módulo de sílice bajo, provoca, entre otras cosas, un fraguado rápido del cemento, lo que requiere una mayor adición de yeso para controlar el tiempo de fraguado.

El Clínker del cemento portland contiene aproximadamente la siguiente composición química:

SiO ₂ -----	16 a 26%	;	K ₂ O + Na ₂ O - 0	a 1.0%
Al ₂ O ₃ -----	4 a 8%	;	SO ₃ - 0.1	a 2.5%
Fe ₂ O ₃ -----	2 a 5%	;	P ₂ O ₅ - 0	a 1.5%
CaO -----	58 a 67%	;	Mn ₂ O ₃ - 0	a 3.0%
MgO -----	1 a 5%	;	TiO ₂ - 0	a 0.5%
			PxI - 0.5	a 3.0

Y puede contener las siguientes fases minerales:

	Silicato Tricálcico (Alita)	3CaO.SiO ₂	C ₃ S
	Silicato Dicálcico (Belita)	2CaO.SiO ₂	C ₂ S
	Aluminato Tricálcico (Celita)	3CaO.Al ₂ O ₃	C ₃ A
	Ferro Aluminato Tetracálcico (Brown-millerita)	4CaO.Al ₂ O ₃ .Fe ₂ O ₃	C ₄ AF
	Aluminoferrito de calcio (Fase cristalina mezclada)	2CaO.Al ₂ O ₃ .Fe ₂ O ₃	C ₂ AF
Cal libre		CaO	
Oxido de Magnesio libre (periclase)		MgO	
Aluminato conteniendo álcalis		(K, Na) ₂ O.8 CaO.3Al ₂ O ₃	
			(K,N) C ₃ A ₃
Sulfato de calcio		CaSO ₄	

Estructuralmente el clínker es, pues, en esencia cristalino, y sus minerales no son compuestos puros, sino que son fases cristalinas mezcladas, las cuales contienen constituyentes de otras fases en pequeñas cantidades como combinaciones de cristales mezclados, que, a su vez, contienen también las mezclas químicas restantes del clínker, que no fueron capaces

de formar fases separadas.. Así se tiene que la "Alita" (C_3S) es el mineral prevalectante y más importante del clínker. Se conocen seis modificaciones del C_3S , pero solo dos de ellas modificadas por alta temperatura, aparecen en el clínker del cemento, conteniendo además pequeñas proporciones de otros componentes, tales como la alúmina y la magnesia.

La calidad que presente un cemento dependerá no únicamente de la concentración de Alita, sino también de la cristalografía de la misma, característica que influye en las propiedades básicas del mismo, como son la resistencia a la compresión y el calor de hidratación.

El tamaño de los cristales de Alita en el clínker puede variar, y depende de la composición química de la mezcla cruda, del grado de saturación de cal, de la temperatura y las condiciones de quemado en el horno, y de las condiciones de enfriamiento del clínker quemado.

La alta saturación de cal acelerará la formación de cristales más -- pequeños de Alita. Las altas temperaturas de quemado, (p. ej. 1600°C), -- acelerarán la baja viscosidad de la fase líquida y la formación de cristales más grandes de Alita, debido a la movilidad aumentada de los iones -- reaccionantes. Un mayor tiempo de residencia también generará cristales más grandes.

El tamaño de los cristales de Alita no solo influye en la molienda -- del cemento, (los cristales más grandes necesitan energía adicional), sino que también influye en la hidratación, pues los cristales más grandes exponen una menor superficie específica que los pequeños, afectando así a la resistencia a la compresión.

El Silicato Dicalcico, "Belita", tiene varias formas con composición química igual, pero con diferentes propiedades físicas y ópticas, debido a su diferente estructura cristalográfica. Las formas más comunes conocidas son las modificaciones "alfa", "beta" y "gamma"; menos conocidas son las modificaciones "alfa prima" y "beta prima".

Las modificaciones "alfa" y "beta" poseen propiedades hidráulicas, -- pero no en el mismo grado que el C_3S . El endurecimiento hidráulico de estos materiales es más lento, y la resistencia se alcanza después de un -- largo período de tiempo.

El proceso de enfriamiento del clínker tiene gran influencia en la -- composición mineralógica del mismo, pues varían las cantidades de todos --

los constituyentes y la estructura cristalográfica de los mismos, según - que el enfriamiento se haga lento, moderado o rápido.

El enfriamiento rápido del clinker se usa también para evitar una -- conversión del Beta- C_2S a la modificación Gamma- C_2S , la cual no posee nin guna propiedad hidráulica.

Un clinker alítico, que contenga más de 45.0% de C_3S , debe enfriarse moderadamente en el intervalo entre la temperatura de la clinkerización - (1438°C) y 1260°C. A partir de este punto hacia abajo, el proceso de enfriamiento debe ser rápido. Un clinker de alta resistencia temprana debe enfriarse rápido, partiendo de 1350°C.

Una temperatura adecuada de quemado tiene efectos más positivos en - la formación de los minerales deseados y en el quemado del clinker, que - el tiempo de permanencia en la zona de quemado.

Para evitar un crecimiento innecesario de cristales, deben utilizar- se la zona de quemado del horno lo más corta posible, y un enfriamiento - adecuado del clinker.

Finalmente la composición química de la mezcla cruda debe satisfacer la composición química de diseño del clinker.

También la alta superficie específica y un alto grado de homogenei- dad química en la mezcla cruda, conducirán a aumentar la reactividad de - los compuestos durante el proceso de clinkerización.

COMENTARIOS ACERCA DE LOS HORNOS ROTATORIOS

Los hornos rotatorios para la producción de clínker del cemento portland constituyen uno de los equipos de proceso de alta temperatura más importantes dentro de la industria en general, donde no puede decirse que son una novedad, ya que se encuentran en servicio desde fines del siglo pasado.

El primer horno rotatorio empleado exitosamente fué inventado por el inglés Federico Ransome en 1885; medía 7.60 m de largo por 1.50 m de diámetro y quemaba gas. Era de muy bajo rendimiento y de bajo consumo de calor; sin embargo, se popularizó rápidamente a nivel industrial, y se fabricaron originalmente en medidas de 20 a 24 m de largo por 1.7 a 2.0 m de diámetro, con capacidades de producción de 30 a 50 tons. de clínker por 24 hs.

Posteriormente se construyeron unidades mas grandes y de mayor capacidad, algunas de ellas con secciones de 2 ó 3 diámetros diferentes (principalmente para el proceso húmedo), pues se procuraba con ta les arreglos mejorar la transferencia de calor, mejorar la calidad del producto, y aumentar la producción; pero la experiencia práctica dejó ver que también presentaban muchos problemas de operación estable y de mantenimiento, que se optó por recurrir a los hornos de un solo diámetro.

Las carezas de los hornos rotatorios se fabrican de placa de acero roleda de diferente grosor, según sea el diámetro de los mismos, - la zona del procesado del material, y la localización de los anillos de rotación, mas conocidos como "llantas", - son de construcción completamente soldada, y están recubiertas interiormente en su longitud total o en parte por material refractario, para evitar el sobrecalentamiento del metal con el consecuente debilitamiento del mismo, y para eficientar el proceso de quemado de clínker.

Las "llantas" son de fierro colado o de fierro forjado, y los rodillos de apoyo sobre los que trabajan dichas llantas son también del mismo material; las chumaceras de las flechas de estos rodillos son - del tipo deslizable (cojinetes), normalmente de bronce.

El engranaje de la transmisión principal es normalmente helicoidal, pudiendo también ser recto (sobretodo en los hornos antiguos); la lubricación de éstos es esencialmente del tipo de baño automático y chumaceras de la flecha del piñón de mando son normalmente del tipo anti-fricción (rodamientos).

Se utilizan motores de construcción especial de alto par de arranque así como reductores de velocidad reforzados, para los mandos de los hornos rotatorios, pudiendo ser del tipo sencillo o dobles, y con capacidades de hasta 2000 H.P.: todos deben estar equipados con transmisiones auxiliares de emergencia, para poder mantener al horno grande en caso de falla de la corriente eléctrica normal, y para realizar las labores de reparación del refractario y de mantenimiento general.

Los hornos rotatorios se instalan con cierto grado de inclinación con respecto al eje horizontal (pendiente), se alimentan de mezcla cruda por la parte superior, a un cierto nivel de llenado que depende de la pendiente y de la velocidad de rotación de los mismos, y la alimentación se quema utilizando quemadores especiales de combustibles (líquido, gaseoso o sólido pulverizado), para luego ser descargada por la parte inferior de dichos hornos.

El nivel de llenado del horno, o porcentaje de carga, puede variar entre 5 y 17%, generalmente no hay ninguna regla válida para determinarla adecuadamente, la especifica el proveedor del horno.

La inclinación de los hornos rotatorios puede expresarse de cuatro diferentes maneras, a saber:

1. Grados angulares convencionales.
2. Grados centesimal, llamados también "gon". $1 \text{ gon} = 0.9^\circ = 54' = 3240''$ de grados angulares convencionales.
3. Paso, en pulgadas o en fracciones de pulgada, por pie de longitud del horno (se usa exclusivamente en el continente americano).
4. Pendiente en porcentaje; se expresa la tangente de un ángulo en %
Tang de $45^\circ = 1 = 100\%$ de pendiente.

La mayoría de los hornos rotatorios actuales operan con pendientes de entre 2 y 4% a diferencia de los primeros hornos, que tenían pendientes de hasta 6% y que operaban con velocidades de rotación entre 0.50 y 0.75 r.p.m. Las pendientes mas bajas permiten mayores niveles de llenado, pero requieren de mayores velocidades de rotación; hay, sin embargo, valores óptimos derivados de la experiencia práctica.

Se dice que el nivel de llenado depende de la relación de longitud a diámetro, L/D, de los hornos, y así se tiene que hay hornos largos de proceso húmedo con una L/D igual o mayor de 40 que operan con cargas de hasta 17%, pero es en realidad la pendiente del horno la que determina primeramente el % de carga del mismo, y ésta, a su vez, está directamente relacionada con el diámetro del horno que, por otra parte, también determina la velocidad óptima de rotación. Los siguientes son valores típicos recomendables:

Diámetro del horno	Pendiente	% de carga	Vel. de rotación
Hasta 2.00 m	5%	9.0	2.2 rpm 132 rph
De 3.00 a 3.40 m	4%	10.0	2.0 rpm 120 rph
Mas de 3.40 m	3%	12 a 13%	1.8 a 1.0 rpm

No se aconseja operar con niveles de llenado mayores de 13%, por los problemas de transferencia de calor que presentan, como tampoco se recomienda girar sin diacresión a los hornos. Un valor que se considera como económicamente óptimo es el de 13.8 pul/seg de velocidad circunferencial de la coraza de los hornos, no obstante que se han experimentado valores de hasta 27 pulg/seg.

Lo anterior está estrechamente ligado con el tiempo de permanencia del material dentro del horno, que es un aspecto que el operador debe cuidar muy bien, pues debido a los cambios físicos y químicos del material, aun a velocidad de rotación constante del horno, el material atraviesa las diferentes zonas del mismo con diferentes velocidades. Se ha encontrado que, en la zona de calcinación, la velocidad de paso del material es casi el doble de la de la zona de sinterización.

La potencia real empleada durante la operación normal de los hornos rotatorios es del orden del 40 al 50% de la potencia total instalada, reservándose el resto para manejar posibles condiciones de sobrecarga de -- los mismos, debidas a posibles problemas de operación.

El quemador de combustible de los hornos va montado sobre una carátu la movable que absorbe la expansión de los mismos, y que permite su posicionamiento conforme al criterio del operador.

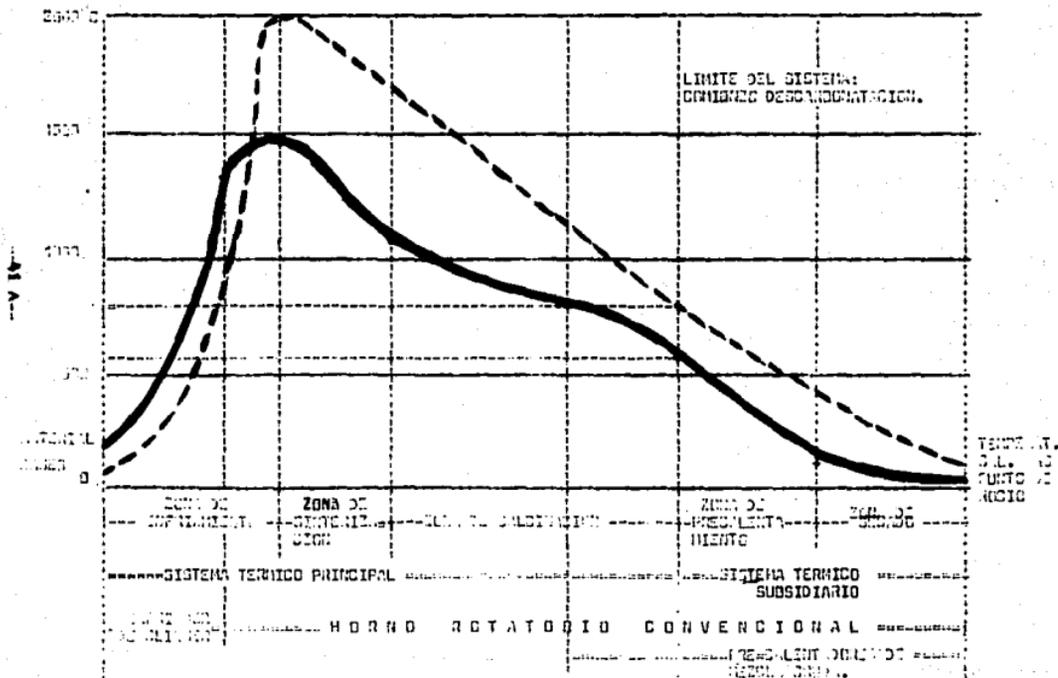
Los extremos de los hornos deben estar equipados con eficientes meca nismos de sellado de entradas de aire, para que no se afecte la operación económica de los mismos.

Asimismo, el recubrimiento refractario interior de los hornos debe ser de la mejor calidad posible, tanto por lo que se refiere a la fabrica ción, como a la instalación del mismo.

Un horno rotatorio normal, que no esté conectado a ninguna clase de sistema recuperador de calor, puede dividirse en las siguientes zonas de procesado:

1. ZONA DE SECADO. 33% de la longitud total del horno. La temperatura del material alcance casi 120°C. Eliminación de la humedad -- (Proceso húmedo).
2. ZONA DE PRECALENTAMIENTO. 14% de la longitud total del horno. La -- temperatura del material sube de 100 a 550°C. Desprendimiento - de agua de combinación del componente arcilloso de la mezcla e - cruda.
3. ZONA DE CALCINACION. 25% de la longitud total del horno. La tempera tura del material sube de 550 a 1100°C. Disociación del Carbona to de Magnesia.
4. ZONA DE SINTERIZACION (ZONA DE QUEMADO). 20% de la longitud total -- del horno. La temperatura del material sube de 1100 a 1450°C. Disociación del Carbonato de Calcio.
5. ZONA DE ENFRIAMIENTO. 5% de la longitud total del horno. La tempera tura del material baja de 1450 a 1370°C. Combinación de la cal con los minerales arcillosos, esto es, formación de los cuatro - minerales principales del clínker, de acuerdo a la siguiente - ecuación.

TEMPERATURA DEL MATERIAL Y DE LOS GASES DE COMBUSTION EN EL HORNO ROTATORIO CONVENCIONAL



Tradicionalmente se consideraba a la longitud de los hornos como el factor principal para determinar la eficiencia térmica de los mismos; sin embargo, los primeros hornos rotatorios usados industrialmente medían de 20 a 24 m de largo por 1.70 a 2.00 m de diámetro (Relación L/D de 12:1), tenían capacidades de producción de 30 a 50 tons - de clínker/día, y consumían de 2500 a 3000 Kcal/kg de clínker.

Buscando mejorar tanto la eficiencia térmica como el rendimiento se construyeron hornos mucho más largos, tanto para el proceso seco - como para el proceso húmedo, con relaciones de longitud a diámetro - hasta de 40:1, algunos con dos o tres diámetros diferentes (principalmente en las zonas de sinterización, calcinación y enfriamiento), y - con sistemas internos de recuperación de calor, con los cuales se alcanzaron producciones de más de 3000 tons/día y consumos unitarios de combustible del orden de los 1300 a 1660 kcal/kg de clínker. La tabla siguiente muestra algunos ejemplos de hornos rotatorios largos:

TAMAÑO DEL HORNO. DIAM. x LONG.	TIPO DE PROCESO	RELACION L/D	VOLUMEN INTERNO	PRODUCCION x 24 Hs	CAP. ESP.
4.4 x 140m	seco	32:1	1758m ³	1200 T/D	0.682
6.0 x 200m	'	33:1	6550m ³	3700 T/D	0.451
6.7 x 230m	'	34:1	9100m ³	4000 T/D	0.494
7.5 x 260m	'	35:1	11400m ³	5000 T/D	0.438
5.0x4.7x161m	seco	33:1	2377m ³	1365 T/D	0.574
5.4x4.4x168m	'	35:1	2440m ³	1500 '	0.614
5.3x4.9x180m	'	35:1	3120m ³	1700 '	0.544
6.3x5.5x178m	'	33:1	3691m ³	2500 '	0.677
4.0 x 150m	húmedo	37.5:1	1525m ³	650 T/D	0.557
4.5 x 170m	'	38:1	2244m ³	1200 '	0.534
5.0 x 185m	'	37:1	2940m ³	1700 '	0.578
5.6 x 183m	'	33:1	2800m ³	2000 '	0.519
4.55x5.00x164m	húmedo	34:1	2378m ³	1257 T/D	0.525
4.80x5.30x165m	'	30:1	2800m ³	1500 '	0.535
7.00x6.25x231m	'	31:1	5710m ³	3000 '	0.525
6.90x6.40x231	'	33:1	7519m ³	3470 '	0.492

El volumen interno del horno se calcula considerando el recubrimiento refractario instalado.

La capacidad específica del horno rotatorio es una función del tamaño absoluto del mismo, y se mide en $\text{tons/m}^3 \times 24\text{h}$.

Si siguiendo con el mismo propósito de mejorar la eficiencia térmica y de aumentar el rendimiento de los hornos rotatorios mediante innovaciones técnicas y tecnológicas, se ha encontrado que el uso de equipos recuperadores de calor en los gases de salida del horno (como los precalentadores de mezcla cruda de diferentes tipos y formas), o en el producto descargado de los mismos (como los enfriadores de clínker de diferentes tipos), aumenta muy significativamente la eficiencia térmica y el rendimiento de una instalación dada, con lo cual automáticamente se ha reducido la relación de longitud a diámetro en los hornos rotatorios.

A reserva de exponer más adelante mayores detalles acerca de tales equipos recuperadores de calor, se citan los siguientes ejemplos de algunos hornos que cuentan con ellos:

TAMAÑO DEL HORNO	L/D	CAPACIDAD	PAIS
3.9 x 51.4 m	13.2:1	2000 tons/24h	Japón
4.1 x 57.9 m	14.1:1	2000 tons/24h	Perú
4.2 x 64.0 m	15.2:1	2500 tons/24h	Irán
4.3 x 66.0 m	15.3:1	2500 tons/24h	México
4.2 x 64.0 m	15.2:1	2700 tons/24h	Irán
4.2 x 64.0 m	15.2:1	2800 tons/24h	Japón
5.6 x 5.4 x 100 m	18.2:1	3600 tons/24h	Japón
4.8 x 72.0 m	15.0:1	4000 tons/24h	Grecia
5.5 x 83.0 m	15.1:1	4800 tons/24h	Japón
4.75 x 5.25 x 84 m	16.3:1	5200 tons/24h	Japón
5.6 x 94 m	16.8:1	7200 tons/24h	Japón
5.5 x 100 m	18.2:1	8000 tons/24h	Japón

Los consumos promedios de calor en los hornos enlistados oscilan - entre 750 y 850 kcal/kg . clínker.

19. Der Drehofen

19. The rotary kiln

Der Drehofen wurde in die Zementindustrie von *Frederik Ransome* eingeführt. *Ransome* ließ sich seine Idee zuerst in England patentieren (Englisches Patent Nr. 5442 vom 2. Mai 1865, unter dem Titel: *Improvement in Manufacturing Cements, etc.*) und dann in den Vereinigten Staaten (U.S. Patent Nr. 340,357, vom 20. April 1886 unter dem Namen: *Manufacturing Cement, etc.*). Fig. 19.1. enthält eine Wiedergabe der *Ransome'schen* Patentzeichnung des Zementdrehofens. Dieser Drehofen war gasbeheizt, da Kohlenstaubfeuerung damals noch nicht bekannt war. Später wurde Ölfeuerung angewendet, bis dann zuletzt die Kohlenstaubfeuerung eingeführt wurde.

It was *Frederik Ransome* who introduced the rotary kiln into the cement industry. For his invention, *Ransome* first took a patent in England (English Patent N° 5442 of May 2, 1865, entitled: *Improvement in Manufacturing Cements, etc.*), and then in the United States (U.S. Patent N° 340,357 of April 20, 1886 under the heading: *Manufacturing Cements, etc.*). Fig. 19.1. shows a reproduction of *Ransome's* patent drawing of a cement rotary kiln. This rotary kiln was gas fired, since coal dust firing was not known at that time. Later fuel oil firing was applied before coal dust firing was finally brought into use.

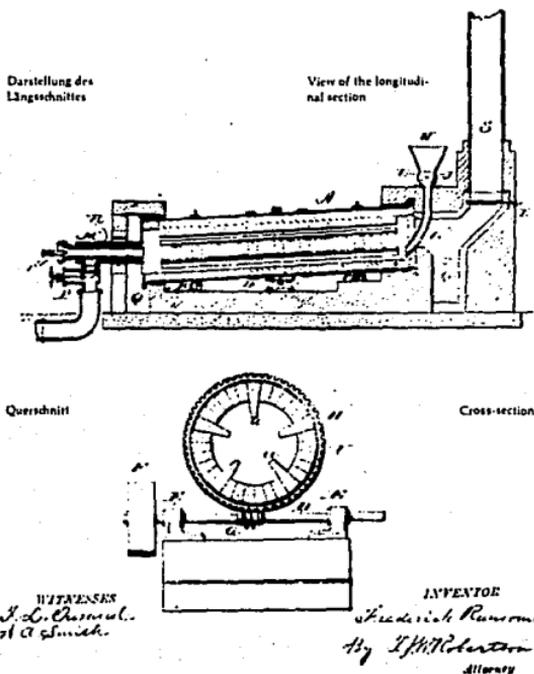


Fig. 19.1.

Ransome'sche Patentzeichnung des Zement-Drehofens

Ransome's patent drawing of the cement rotary kiln

19.1. Ausführungsformen des Drehofens

Es gibt folgende vorherrschende Ausführungsformen von Drehofenzylindern (siehe Fig. 19.2):

19.1. Types of rotary kilns

The following shows the prevailing types of rotary kiln cylinders (see Fig. 19.2):

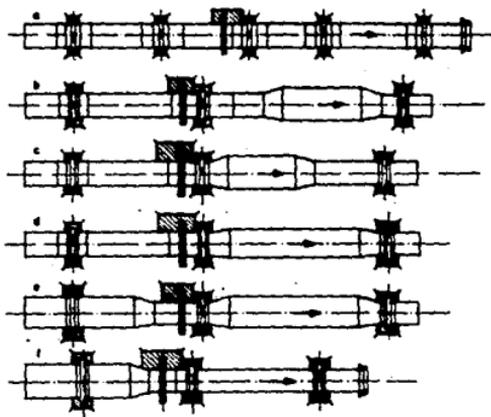


Fig. 19.2.

- a. Drehofen mit einheitlichem Durchmesser
- b. Drehofen mit erweiterter Sinterzone
- c. Drehofen mit erweiterter Kalzinierzone
- d. Drehofen mit erweiterter Kalzinier- und Sinterzone
- e. Drehofen mit erweiterter Trocken-, Kalzinier- und Sinterzone (Naßdrehofen)
- f. Drehofen mit erweiterter Trocken- oder Vorwärzzone eines Trocken- oder Naßdrehofens

- a. Straight rotary kiln
- b. Rotary kiln with enlarged burning zone
- c. Rotary kiln with enlarged calcining zone
- d. Rotary kiln with enlarged calcining and burning zone
- e. Rotary kiln with enlarged drying, calcining and burning zone (wet process kiln)
- f. Rotary kiln with enlarged drying or preheating zone (long dry process or wet process kiln)

EL HORNO LEPOL

Inventado en 1928, significó un avance importante en el proceso seco de producción de clínker, desde el punto de vista de economía de calor.

Consiste básicamente en un horno rotatorio corto trabajando en combinación con una parrilla viajera, cubierta con una capa de 6 a 8^a de espesor de nódulos de mezcla cruda, atravesadas por los gases calientes de salida del horno de aproximadamente 1000°C, que, al intercambiar su calor, salen de la parrilla a aproximadamente 80°C.

Este tipo de hornos redujo drásticamente el consumo de combustible hasta en un 50%, y se operaban con rendimientos de 500 tons/24h y consumos unitarios de 1000kcal/kg de clínker. Posteriormente después del año 1950, se le hicieron mejoras al proceso mediante el llamado circuito doble de gas, y se instalaron unidades con capacidad de producción hasta de 3000 tons/24h y consumos unitarios de 800 kcal/kg de clínker.

La aparición de los precalentadores de mezcla cruda de diferentes tipos relegó el uso del horno Lepol en la industria cementera para casos de materias primas con condiciones especiales, como las de alta contenido de álcalis, o las que no pueden procesarse por vía seca, pero dada la versatilidad de su instalación se pudo emplear en otras industrias de proceso de quemado, como las de grava dolomítica y piroprocesado de nódulos de mineral de hierro y de níquel.

La operación de los hornos rotatorios puede compararse recurriendo a los siguientes criterios:

- 1.- CAPACIDAD TERMICA DEL HORNO; es la cantidad de calor por unidad de tiempo que puede generarse en la zona de clinkerización del mismo. Se puede calcular utilizando la siguiente fórmula:

$$Q = 1.1 \times 10^6 \times D^3, \text{ kcal/h}$$

donde

Q = Diámetro medio del horno, considerado el refractario, m.

Esta fórmula es buena tanto para hornos de proceso seco, como para los de proceso húmedo, con un L/D 30.

- 2.- CARGA TERMICA DE LA SECCION RECTA DE LA ZONA DE CLINKERIZACION; es la cantidad de calor que fluye durante una hora a través de 1m² de la sección recta de la zona de clinkerización, y la fórmula de cálculo

lo es:

$$Q_p = \frac{h}{F_p} = \frac{1.1 \times 10^6 \times D^3}{0.785 \times D^2} = 1.4 \times 10^6 \times D \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \times \text{h}}$$

donde F_p = Sección recta interior de la zona de clinkerización del horno, m^2 , calculada como $0.785 D$, (D = Diámetro de la coraza del horno)

h = Carga térmica de la sección recta del horno, $\text{kcal}/\text{m}^2 \cdot \text{h}$

La carga térmica mencionada no debe exceder de $3.46 \times 10^6 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \times \text{h}}$.

Esta cifra resulta de la velocidad del gas en la zona de clinkerización, la cual no debe exceder de 28 pies/seg. con base en el intercambio económico de calor entre el gas y el material.

3.- CARGA TÉRMICA DE LA ZONA DE CLINKERIZACIÓN; representa la cantidad de calor que se genera en una hora por m^3 de espacio de la zona de clinkerización. Para calcularla debe conocerse la longitud de dicha zona, la cual varía con el consumo específico de calor para el quemado del clinker. La experiencia práctica ha demostrado que esta carga llega a ser de $300\,000 \text{kcal}/\text{m}^3 \times \text{h}$, y puede variar $\pm 10\%$.

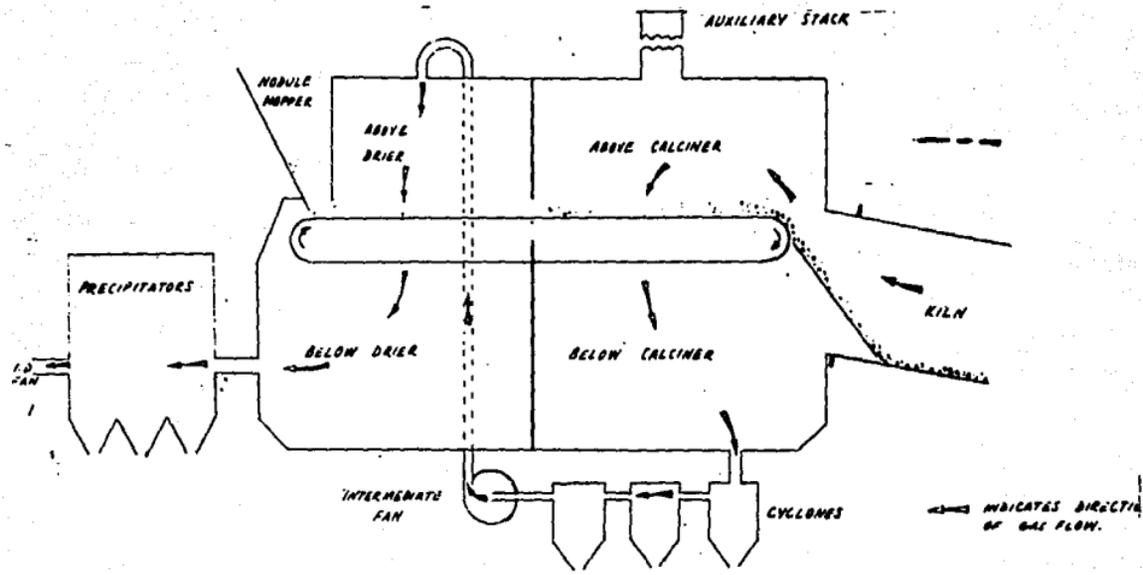
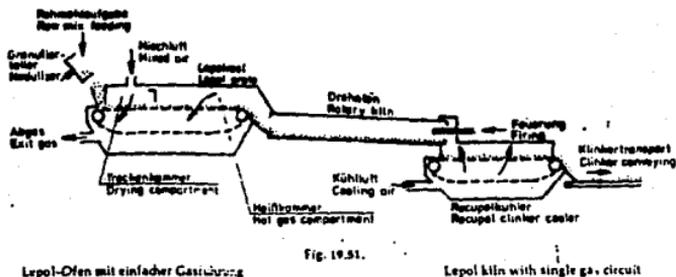


FIG 1 DIAGRAMMATIC LAYOUT OF LEVEL GRATE

Fig. 19.51. zeigt das Schema eines Lepol-Ofens mit einfacher Gasführung. Fig. 19.52. zeigt den Lepol-Ofen mit doppelter Gasführung.

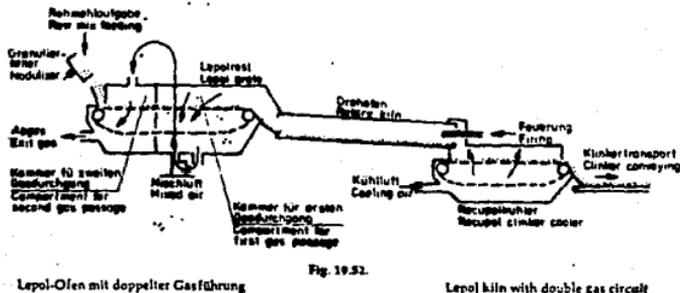
Fig. 19.51. shows the schematic of a Lepol kiln with single gas circuit. Fig. 19.52. shows the Lepol kiln with double gas circuit.



Lepol-Ofen mit einfacher Gasführung

Lepol kiln with single gas circuit

375



Lepol-Ofen mit doppelter Gasführung

Lepol kiln with double gas circuit

PRECALENTADORES DE MEZCLA CRUDA

Precalentadores de una y dos etapas:

La función principal de estos equipos intercambiadores de calor es la de quitarle a los hornos rotatorios el trabajo de precalentamiento de la mezcla cruda, haciéndolo afuera de los mismos.

En el caso de los hornos largos de proceso seco, la capacidad de producción de los mismos puede aumentarse significativamente agregándoles una o dos etapas de precalentamiento. Dependiendo del diámetro y la longitud de ellos, pueden alcanzarse aumentos de capacidad de hasta 50%, con beneficios adicionales en el consumo de energía y de combustible, mejor vida del recubrimiento refractario, y menores costos de mantenimiento. En algunos casos puede ser necesario cortar la longitud del horno para evitar un tiempo de permanencia excesivo, el cual tiene un valor típico de 95 minutos para un horno con precalentador de dos etapas, valor que es mucho más bajo que en el caso de un horno largo y seco, y que se alcanza gracias a que el horno es más corto y gira a mayor velocidad. La relación L/D de un horno con precalentador de dos etapas es normalmente de 30 a 34:1, en tanto que la de un horno largo seco es de 36 a 40:1. En un horno con precalentador de una sola etapa, el tiempo de retención es de alrededor de 120 minutos, ligeramente menor que en un horno largo seco, y casi siempre se logra aumentando la velocidad del horno.

Precalentadores de cuatro etapas:

En 1932 se patentó en Checoslovaquia la aplicación del precalentador de suspensión de mezcla cruda de cuatro etapas, o cuatro ciclones, pero fue hasta 1951 cuando se aplicó prácticamente por primera vez en la industria del cemento, por la Compañía Humboldt.

Este precalentador divide el proceso de quemado en dos fases: el horno se acorta considerablemente, y el precalentamiento y una calcinación parcial de la mezcla cruda por los gases calientes de salida del horno se realizan en el precalentador, el cual consiste de cuatro ciclones arreglados uno sobre otro, conectados entre sí con ductos de gases de sección recta cuadrada, excepto el ciclón superior (que normalmente es doble y alargado para mejorar la separación) que está conectado con ductos de sección recta circular. Cada ciclón y su ducto de gas correspondiente forman una etapa del precalentador, y éstas se numeran del 1 al 4, comenzando por la

parte superior. Las descargas de mezcla cruda de los ciclones caen a través de tubos a los ductos de gases localizados debajo de ellos, excepto la del ciclón de la etapa 4, que fluye directamente al horno rotatorio.

Considerado en su conjunto, el precalentador de suspensión opera como un intercambiador de flujo gradual a contracorriente; sin embargo, la realidad es que la transferencia de calor se lleva a cabo en forma paralela en los ductos de gas y en los ciclones, y se efectúa en estado de suspensión, en un tiempo relativamente corto. Se ha encontrado que 80% de la transferencia de calor se realiza en los ductos, y el 20% restante en los ciclones, y que el tiempo de permanencia de la mezcla cruda en un precalentador de cuatro etapas con una altura de 50m, desde el punto de alimentación, hasta la entrada del horno, es de 25 segs. aproximadamente; en ese tiempo la mezcla cruda se precalienta desde la temperatura ambiente hasta 800°C, mientras que los gases en ascenso se enfrían desde 1160 hasta 330°C, al mismo tiempo que viajan a velocidades de 65 a 72 pies/seg.

La temperatura de entrada relativamente alta de la mezcla cruda al horno rotatorio (800°C = 10% calcinación, aproximadamente), permite una reducción considerable de las dimensiones del mismo, y la aplicación de una L/D de 14:1 a 16:1.

La capacidad específica del precalentador de suspensión de cuatro etapas, referida al volumen efectivo del horno, tiene un valor promedio de 20 pies³/Ton x 24h, y prácticamente se han alcanzado valores de 15 pies³/Ton x 24h, logrados, entre otras cosas, por aumento en la velocidad circunferencial del horno hasta 20 pulgs/seg.

El dimensionamiento de la altura y el diámetro de los ciclones particulares del precalentador se hace de acuerdo con reglas generales; los diámetros de los ciclones 2, 3 y 4 son iguales, y solo el ciclón de la etapa 1 se dimensiona para un alto grado de separación; esta etapa consiste siempre de dos cilindros, independientemente del tamaño del precalentador. La altura de la parte cilíndrica de los ciclones se mantiene baja, pues no es de mayor importancia el alto grado de separación en ellos. Todo el precalentador va recubierto con ladrillo y/o concreto refractario, según sean los puntos del mismo.

La caída de presión de un precalentador de suspensión oscila en el rango de 21 a 24" de columna de agua, y el volumen de gases de escape es

de 48 a 54 pies³ std/kg clinker.

Los precalentadores de suspensión de cuatro etapas de tamaños chicos muestran consumos específicos de calor más altos que las unidades más grandes. Por ejemplo, un sistema Humboldt con capacidad de 350 Tons/24h, muestra un consumo específico de 927 kcal/kg de clinker, mientras que otro con una capacidad de producción de 3000 Tons/24h, tiene un consumo de 740 kcal/kg clinker. Este consumo específico de calor se ve afectado cuando, por razones de producción de clinker de bajo contenido de álcalis el precalentador de suspensión de cuatro etapas tiene que equiparse con un sistema de desviación ("by-pass") de gases, para controlar la producción de dicho clinker, rompiendo sistemáticamente el re-ciclaje de álcalis en el sistema. La operación de este "by-pass" puede significar la desviación de hasta un 25% de la corriente de gases, lo cual afecta la economía térmica del horno; sin embargo, en la mayoría de los casos es suficiente con desviar de un 3 a un 10% del volumen de gases, lo cual ocasiona un aumento de consumo de calor de 12 a 50 kcal/kg de clinker, ya que por cada 1% de volumen desviado, el consumo de calor aumenta de 4 a 5 kcal/kg de clinker.

En general un horno rotatorio equipado con un precalentador de suspensión de cuatro etapas, debe ser capaz de producir hasta 6.25 tons/D x 100 pies³ del volumen interior del horno, considerado el recubrimiento refractario. Cuando la producción esté por debajo de este nivel, debe averiguarse cual es el factor limitante, pues es muy difícil demostrar que sea el mismo horno en razón de sus dimensiones particulares; es posible que la limitación esté en la disponibilidad de mezcla cruda, en la capacidad del sistema de alimentación de la misma, o en la capacidad del enfriador de clinker; pero lo que más comunmente sucede es que la limitación se encuentre en la capacidad del ventilador de tiro inducido del precalentador, o en el del colector de polvos, lo cual puede resolverse de varias maneras, siendo la más obvia la de aumentar la velocidad del abanico, o instalar uno más grande. Por otra parte, si la producción es mucho mayor que la del nivel mencionado, también sucederá que la vida del refractario será relativamente baja, el consumo de calor aumentará comparativamente con el de los niveles más bajos de producción, y la producción del horno será menos estable. En tales casos el problema puede corregir-

se instalando un quemador secundario, o un mini-calcinador, en el precalentador, para aumentar el grado de calcinación de la mezcla que se alimenta al horno.

Aparte del precalentador de suspensión descrito (Tipo Fuller-Humboldt de 4 etapas), se conocen los siguientes:

A.- PRECALENTADOR DOPOL, DE LA COMPAÑIA POLYSIUS.

Precalienta la mezcla cruda en una corriente dual. Las etapas 1, 3 y 4, consisten de ciclones dobles arreglados en paralelo, y la etapa 2, llamada eje de turbulencia, es un ciclón sencillo donde se realiza la transferencia de calor a contracorriente. Este sistema se diseñó para alcanzar grandes producciones, y hay instalaciones de hasta 7160 Tons/24h, con consumos de 730 kcal/kg de clínker.

B.- PRECALENTADOR DE MEZCLA CRUDA BUHLER-MIAG.

Tiene en las etapas 1, 2 y 3, ciclones dobles trabajando en flujo paralelo, y un ciclón largo en la etapa 4, con intercambio de calor a contra-corriente. Tiene un consumo de calor que oscila entre 710 y 800 kcal/kg de clínker.

C.- PRECALENTADOR DE SUSPENSION DE MEZCLA CRUDA ZAB.

Consiste de tres etapas verticales, así como de dos etapas de dos ciclones en la parte superior. Su característica principal es su baja caída de presión estática, de 10 a 15.7" columna de agua, y que se fabrica en construcción tipo sencilla y tipo doble, con capacidad de hasta 2000 Tons/24h en la primera.

D.- PRECALENTADOR DE SUSPENSION A CONTRA-CORRIENTE K&UAPP.

Es, podría decirse, un precalentador de cinco etapas, cuatro de las cuales están formadas en forma cilíndrica vertical autosoportada, con flujo a contracorriente, y la otra en la parte superior está formada por dos ciclones trabajando en flujo paralelo. Opera en el rango de 1500 Tons/24h, con consumos de calor entre 800 y 900 kcal/kg clínker.

PRECALENTADORES DE SUSPENSION CON PRE-CALCINADOR.

Son una modalidad reciente, desarrollada en Japón por Ishikawajima Harima Heavy Industries Co. (IHI), en la cual se parte del principio de que el horno rotatorio es un intercambiador de calor económico únicamente en la zona de clínkerización, donde la transferencia de calor se lleva a cabo mayormente por radiación, mientras que en la parte menos caliente --

del horno, es decir, en la zona de calcinación, la transferencia de calor es más ineficiente, por lo que el proceso de ésta puede hacerse más económico suspendiendo las partículas de mezcla cruda en los gases. El proceso de pre-calcinación, llamado SF por los japoneses, resolvió el problema mencionado mediante la creación del calcinador instantáneo (flash-calcinador), en la cual la mezcla cruda se calcina hasta casi 90%, para luego -- alimentarse al horno, donde solo permanece para el proceso de clinkerización. De esta manera, cuando se compara con el horno con precalentador de suspensión normal, el calor requerido suministrado al horno puede reducirse hasta más de 50%, con lo cual se reduce también la longitud del mismo. Sin embargo para poder operar el horno con la velocidad usual de los gases, puede duplicarse volumétricamente la cantidad de calor suministrado al mismo, lo cual producirá un aumento correspondiente de la capacidad del horno.

De acuerdo con IHI, del calor total manejado en el sistema, solo 40% es requerido por el horno, y el 60% restante va a dar al calcinador.

La capacidad de un horno rotatorio con precalentador de suspensión -- convertido a/o equipado con calcinador SF puede aumentarse hasta 13.5 -- Tons/día x 100 pies³ de volumen interior del horno, considerado el recubrimiento refractario. La ventaja de tal conversión es su bajo costo de capital comparado con la construcción de un sistema nuevo, aparte del costo potencialmente menor de operar una línea de producción sencilla, en lugar de dos líneas de producción de tamaño más chico. El consumo de combustible del sistema se reducirá ligeramente debido a las menores pérdidas de calor radiadas por el horno, que son del orden de 13 a 23 kcal/kg clinker. También pueden preverse ahorros en el consumo de refractario -- por menores desgastes de éste, debidas a las cargas térmicas considerablemente más bajas en el horno rotatorio, de que puede ser hasta 30% menos -- por toneladas de clinker. Asimismo también se reducirá el consumo de -- energía eléctrica en el sistema hasta en un 10%, al manejarse más producción con menos maquinaria.

El precalentador de suspensión con precalcinador SF propicia, pues, el poder alcanzar altas capacidades de producción con hornos más cortos y de menos diámetro, con las consecuentes ventajas generales. Al mismo -- tiempo permite la operación de sistemas de desviación de gases (by-pass)

hasta de 100%, y opera con un consumo promedio de 710 kcal/kg de clínker.

EL PRECALENTADOR DE SUSPENSION RSP

En una modalidad desarrollada conjuntamente por Onoda Cement Co., -- Ltd, y Kawasaki Heavy Industries, Ltd., de Japón, que consiste básicamente de un calcinador de dos compartimientos, al cual le han llamado Precalentador de Suspensión Reforzada, RSP. En el se alcanzan grados de calcinación de mezcla cruda de 90 a 95%, con un rendimiento de 2.5 a 3 veces mayor que el de un precalentador de suspensión normal, del orden de las 6 a 0000 Tons/24hs. con hornos de 4.9 a 5.5m de diámetro, en los que se ocupa de un 30 a un 45% del calor total requerido en el sistema completo, correspondiendo la diferencia al precalentador, y promediando un consumo específico de 750 kcal/kg de clínker.

EL PROCESO DE CALCINACION POLYSIUS

Su característica principal es que puede utilizarse con cualquier tipo de enfriador de clínker, y que todo el aire de combustión necesario para el precalcinador se hace pasar por el horno, junto con los gases de combustión, a través de un ducto de calcinación de longitud tal que garantiza la combustión completa de combustible y un grado de precalcinación de la mezcla cruda de 90 a 95%; los gases cargados con polvo pasan por un colector de polvos ciclónico antes de entrar al precalentador de 4 etapas. Los gases de salida del horno contienen un 17% de oxígeno antes de entrar al ducto de calcinación que se reduce a 2% a la salida de éste, antes de entrar al precalentador.

Este sistema facilita la operación industrial por periodos más largos; es económico en sus costos de operación, en capacidades mayores de 3000 Tons/24h.

PROCESO DE PRECALCINACION FLS, CON LINEAS SEPARADAS DE PRECALENTADOR DE MEZCLA CRUDA

Se caracteriza por contar con un ducto especial que transporta el aire caliente de combustión desde el enfriador de clínker, tipo parrillas hasta un precalcinador separado; en unidades grandes de producción con precalentadores de suspensión de mezcla cruda diseñados como sistemas gemelos, los gases de salida del horno y del precalentador, van cada uno a una línea respectiva.

En la línea que recibe los gases de combustión directamente del horno, se alimenta el 33% de la mezcla cruda total, y en la línea que recibe los gases calientes de salida del precalcinador se alimenta el 67% de la mezcla cruda total, juntándose en el precalcinador el 100% de la mezcla alimentada, donde se quema hasta un grado de calcinación de 90 a 95% para entrar al horno, con un 60 a 65% del combustible total requerido, y el resto se ocupa en el horno mismo. El aire secundario proviene del enfriador, utilizado como aire de combustión en el precalcinador. Tiene una temperatura de aproximadamente 900°C.

Este sistema asegura una operación estable del horno, y permite la utilización del "by-pass" para la eliminación de cloruros, álcalis y azufre, sin mayores pérdidas de calor, y pueden trabajarse hasta con 3 y 4 líneas separadas de precalentadores de suspensión, diseñadas para producir hasta 10,000 Tons/24hs.

SISTEMA DE PRECALCINACION FLU PARA CEMENTOS DE BAJOS ALCALIS

En este caso el proceso de precalcificación se realiza en una línea formada por el precalcinador y el precalentador de cuatro etapas, que trabaja completamente independiente de los gases de salida del horno, que no se utilizan sino que se enfrían y se limpian en un colector de polvo separado. El aire de combustión utilizado para el precalcinador proviene del enfriador. El sistema, pues, trabaja con un 100% de "by-pass" de continuo; por tal razón, requiere un alto consumo de calor, pero a cambio produce clínker de contenidos de álcalis, cloruros y azufre mucho más bajos que los sistemas convencionales de precalentador.

El precalcinador FLSmith es de diseño extremadamente simple que consiste de un cilindro recubierto interiormente con refractario, y de forma cónica en ambos extremos, en el cual se mezclan intensamente el combustible y la mezcla cruda antes de la introducción del aire de combustión y de la subsecuente iniciación del proceso de combustión.

Puede operarse con combustóleo, carbón y gas natural; tiene muy baja caída de presión y muy buena eficiencia térmica, pues se reportan consumos específicos de calor del orden de 550 kcal/kg de clínker, para un grado de calcinación de 90 a 95%.

HORNO INTEGRAL FLS CON PRECALCINACION A LA ENTRADA DEL MISMO

Su característica principal es que la precalcificación se lleva a cabo en el extremo de salida de gases calientes del horno; no se requiere quemador auxiliar para el precalcificador, y opera con un grado de precalcificación de 50 a 60%; puede trabajar en combinación con todos los tipos conocidos de enfriador de clinker, y alcanzar rendimientos de hasta 4500 - -- Tons/24hs.

EL PRECALENTADOR DE SUSPENSION MFC

Desarrollado por la Mitsubishi Mining & Cement Co., Ltd., de Japón, el sistema MFC (Calcificador Fluidizado Mitsubishi) consiste de un precalentador de suspensión de mezcla cruda normal (Dopol, Polysius), trabajando conjuntamente con un calcificador de lecho fluidizado, localizado entre el horno rotatorio y el precalentador.

Tiene un consumo de calor promedio de 780 kcal/kg. de clinker, para una capacidad de producción de 2200 Tons/24h.

La mayor parte de los sistemas aquí mencionados se encuentran en operación en las plantas cementeras mexicanas.

TABLA COMPARATIVA DE DATOS DE OPERACION DE HORNO ROTATORIOS DE PROCESO SECO
EQUIPADOS CON DIFERENTES SISTEMAS DE RECUPERACION DE CALOR.

	HORNO LARGO	HORNO CON PRECALENTADOR			
		UNA ETAPA	DOS ETAPAS	4 ETAPAS	6 ETAPAS Y PRECAL
Producción, Tons/24h	1100	1300	1360	1360	2550
Consumo específico de combustible, Kcal/kg	1090	998	885	771	726
Tamaño del horno Diam. x Long., pies	13x450	13x450	13x385	13x180	13x160
Relación L/D	34.6:1	34.6:1	29.6:1	13.8:1	13.8:1
Volumen Int. del horno, pies ³	50894	50894	43542	20357	20357
Capac. Específica de Producción Tons/24h x 100pies	2.6	2.55	3.12	6.7	12.5

FIGURE 1. ADDITION OF SINGLE STAGE PREHEATER TO LONG DRY KILN

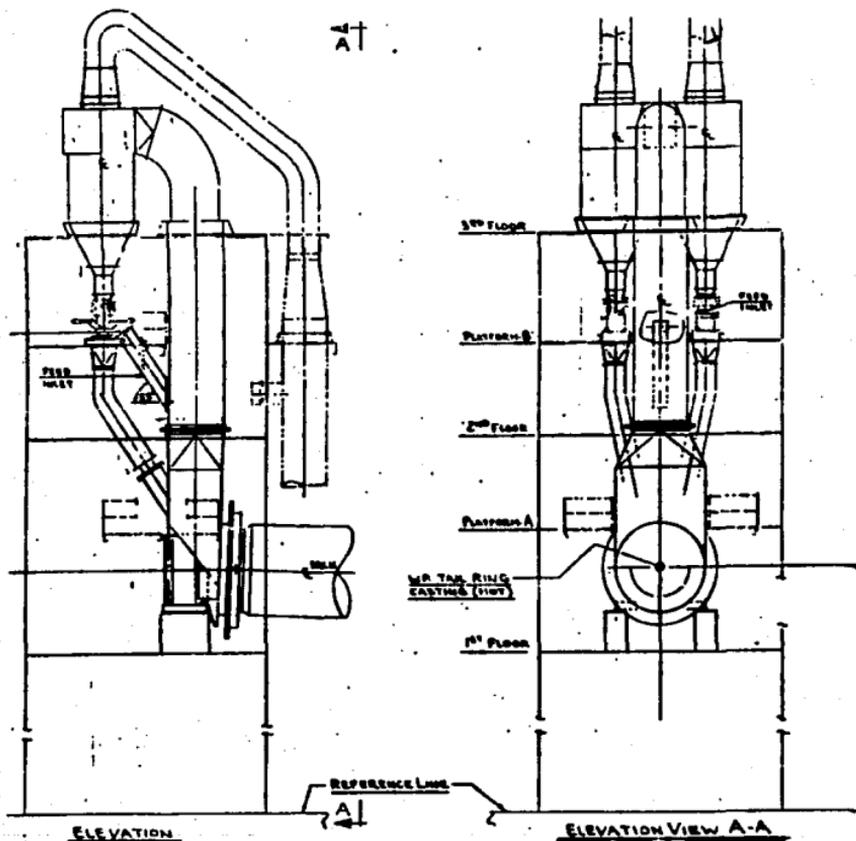
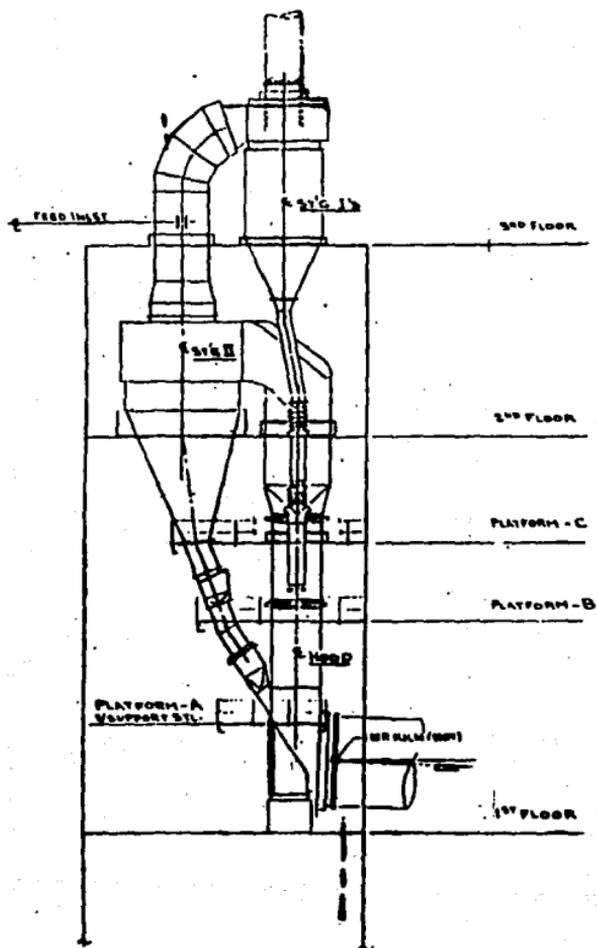


FIGURE 2. ADDITION OF TWO-STAGE PREHEATER TO LONG DRY KILN



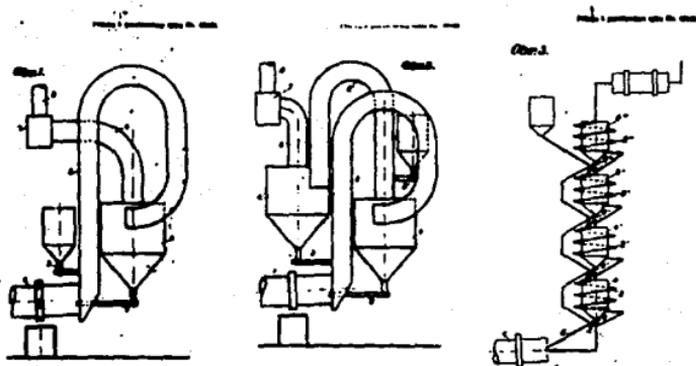


Fig. 202.

Patentzeichnungen aus der tschechoslowakischen Patentschrift
betreffend den 4-stufigen Zyklonwärmetauscher

Patent drawings of the Czechoslovak patent concerning the
4-stage cyclone preheater

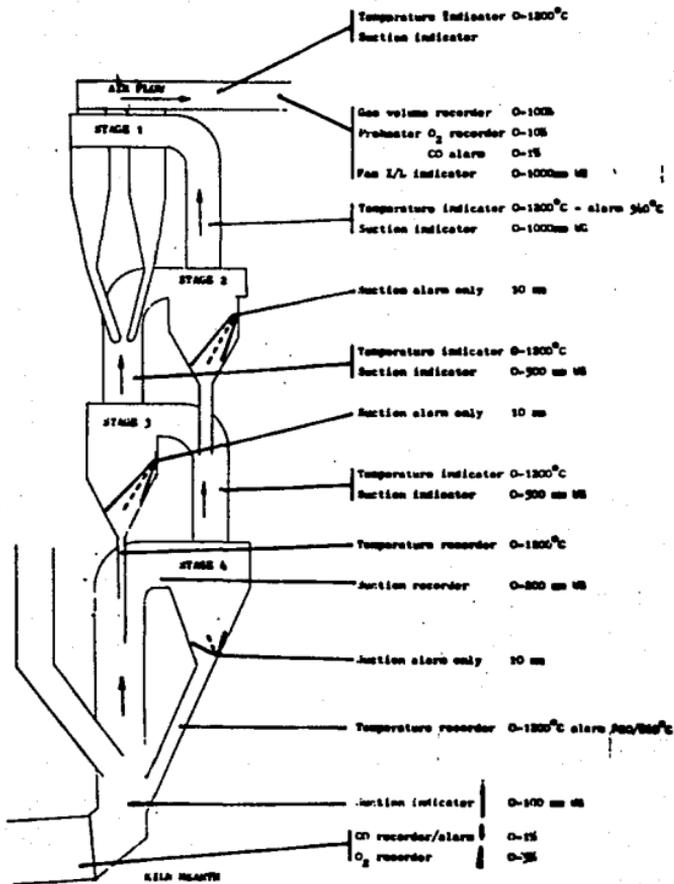


FIGURE 4. ADDITION OF MINI-CALCINER TO FOUR-STAGE PREHEATER

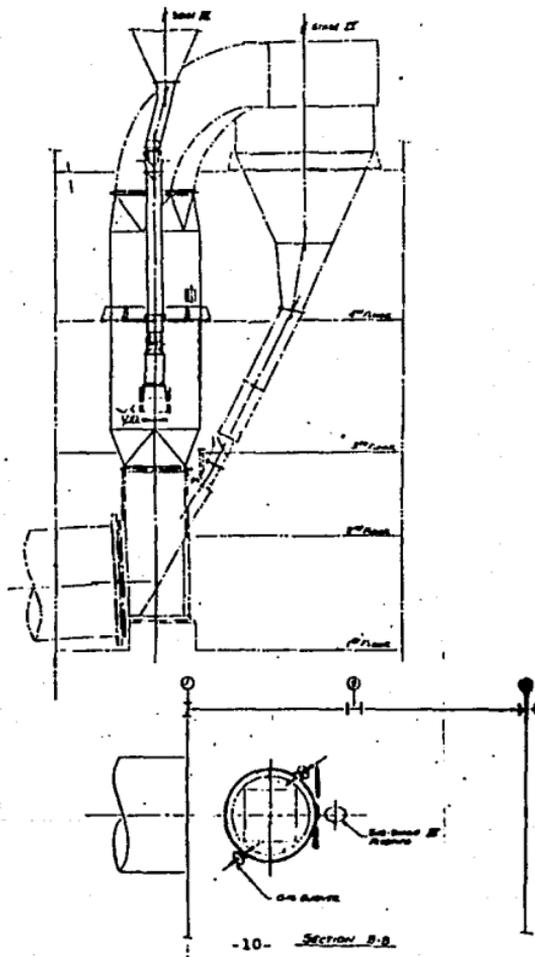
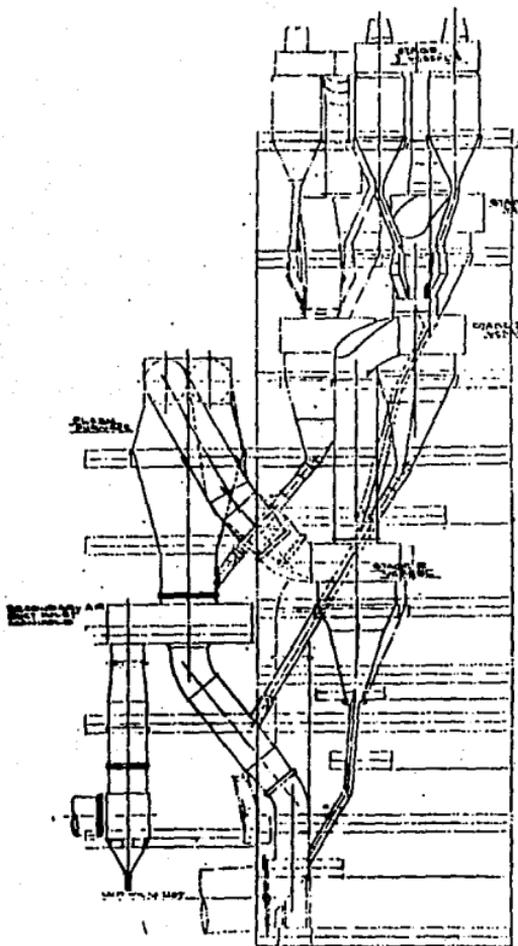


FIGURE 5. ADDITION OF FLASH FURNACE AND SECOND FOUR-STAGE PREHEATER TO EXISTING FOUR-STAGE PREHEATER



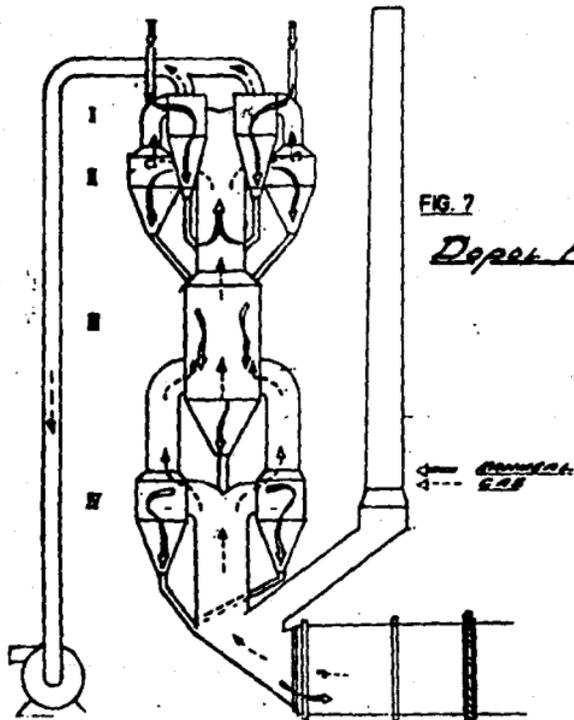
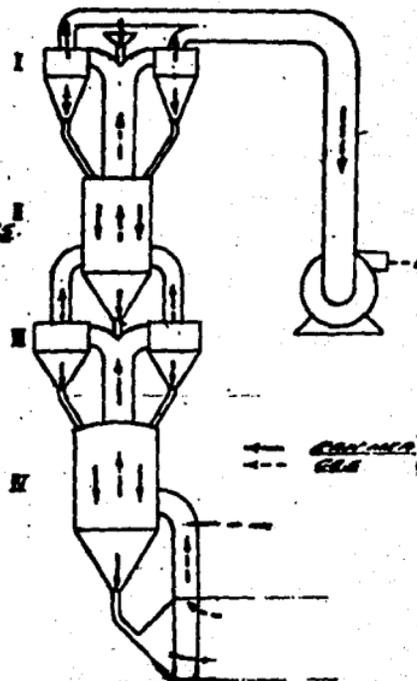
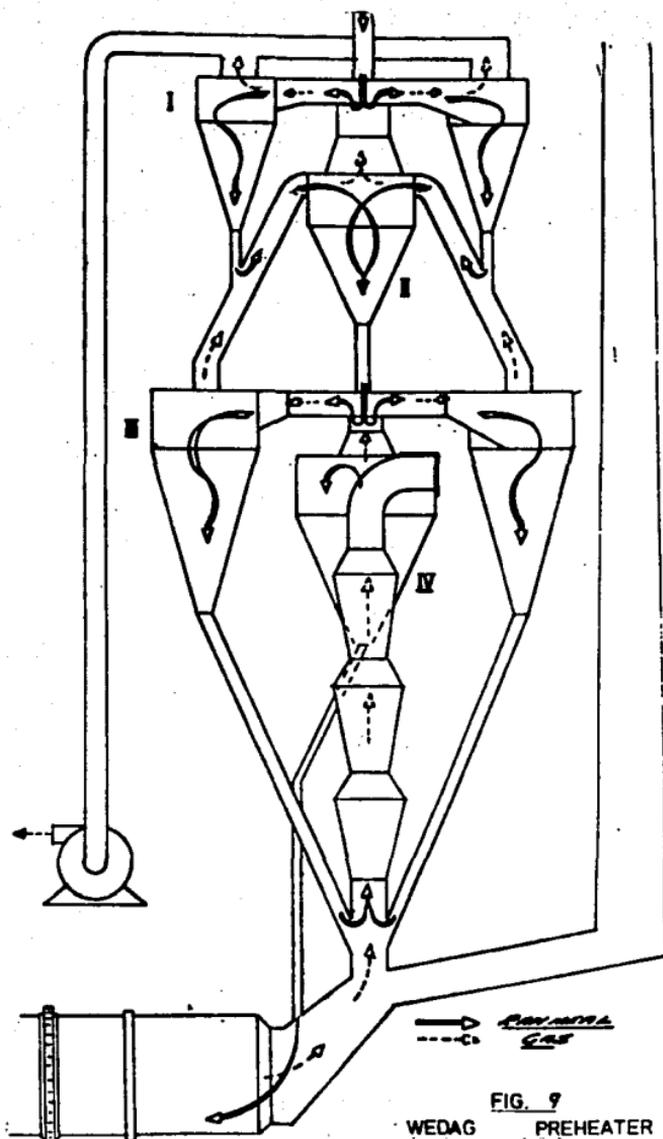
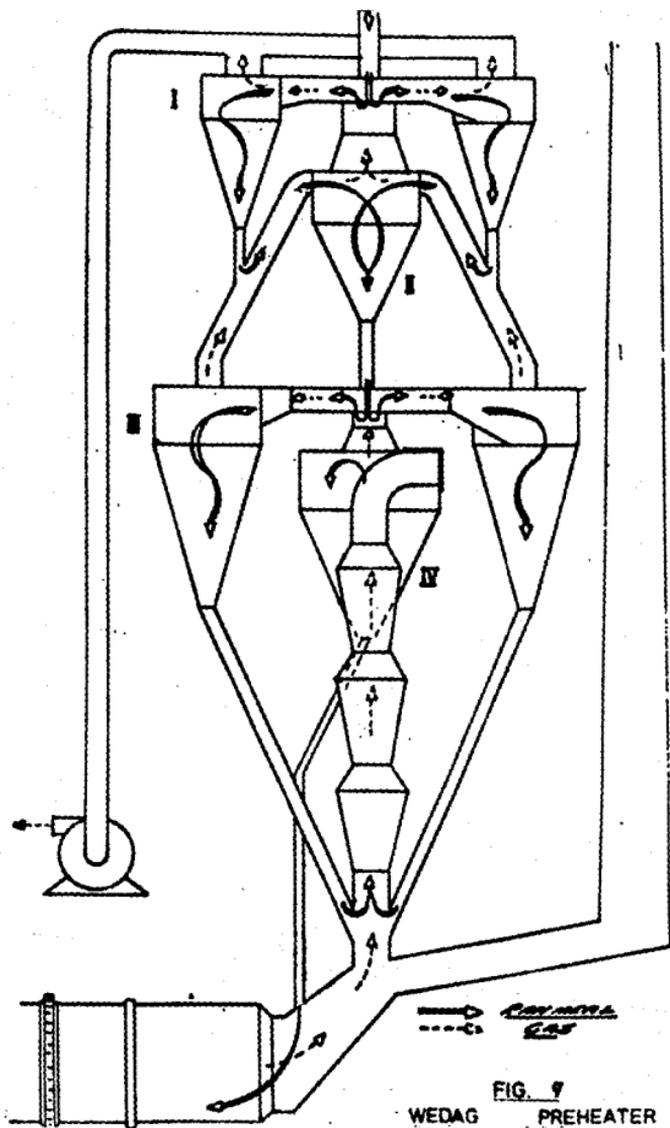


FIG. 8







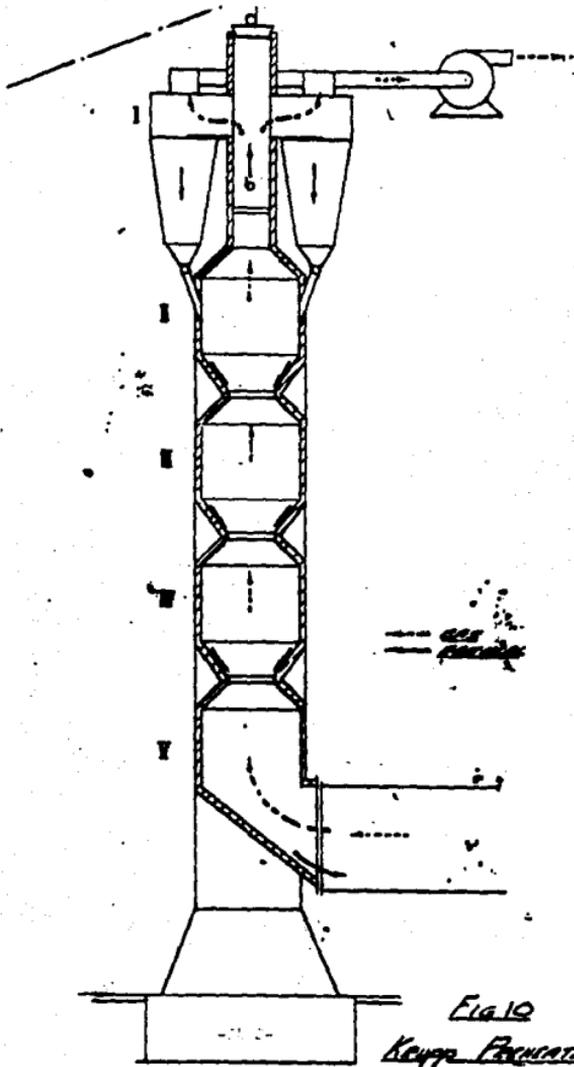


FIG. 10
Koupa FANCIATOS

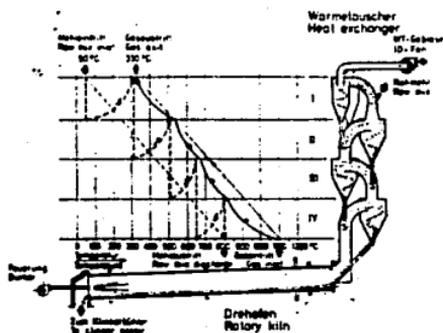


Fig. 20.6.

Gas- und Materialtemperaturen der einzelnen Stufen des Zyklonwärmetauschers

Gas and material temperature of the individual stages of a cyclone preheater

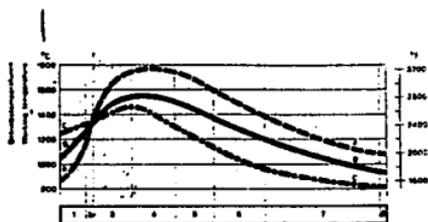


Fig. 20.7.

Gas- und Materialtemperaturen im Wärmetauscher-Drehofen

Gas and material temperatures of a preheater rotary kiln

Erklärung:

Ofengase
Ofenfutter
Material
Ofenauslauf
Stauring
Kühlzone
Sinterzone
Übergangzone
Kalzinierungszone II
Kalzinierungszone I
Ofeneinlauf

A

B

C

1

2

3

4

5

6

7

8

Notation:

Kiln gases
Kiln refractory
Kiln feed
Kiln outlet
Damping ring
Cooling zone
Burning zone
Transition zone
Calcining zone II
Calcining zone I
Kiln inlet

Fig. 20.9. stellt eine Wärmetauscher-Beipß-Anlage dar, bei welcher der alkalihaltige Staub des Beipßgases in Zyklo- nen abgetrennt und das entstaubte Gas mit dem

Fig. 20.9. presents a preheater bypass arrangement where the alkali laden dust of the bypass gas is separated in cyclones; the cleaned gas is then reunited with the

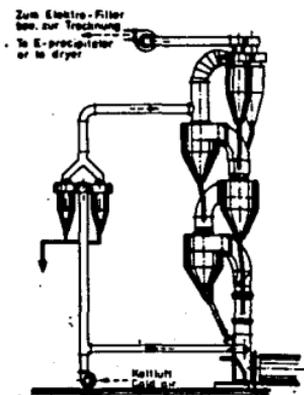


Fig. 20.9.

Wärmetauscher-Beipß-Anlage mit Alkalistaub-Abzweigung und Rückführung des Abwergases in den Haupt-Abgasstrom

Preheater bypass-system with diverting of the alkali dust and with feed-back line for the diverted gas into the main exit gas duct

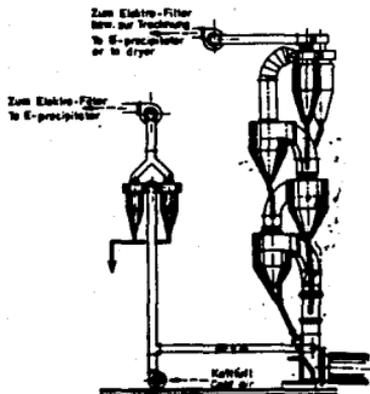


Fig. 20.10.

Wärmetauscher-Beipß-Anlage mit Zyclon-Vorentstaubung und gesondertem E-Filter für das Beipßgas

Preheater bypass-system with cyclones for preliminary dust collection and separate E-precipitator for the bypass gas

zweistufige Zyklonwärmetauscher an bestehende Drehöfen angebaut. Wegen der Länge der Drehrohre und der zwei Zyklonstufen unterscheiden sich die Temperaturverhältnisse von konventionellen vierstufigen Zyklonwärmetauschern.

well as kiln capacity. Because of the length of the rotary kiln, and the two stages of cyclones, the temperature conditions differ from that of a conventional four stage cyclone preheater.

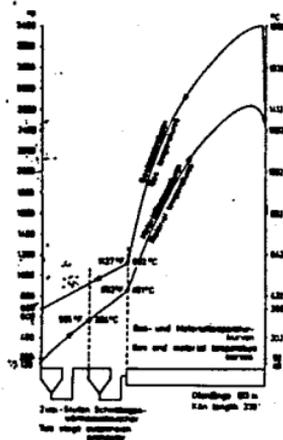


Fig. 20.12.

Gas- und Materialtemperaturen einer zweistufigen Zyklonwärmetauscher-Ofenanlage

Gas and material temperatures of a two-stage cyclone preheater kiln system.

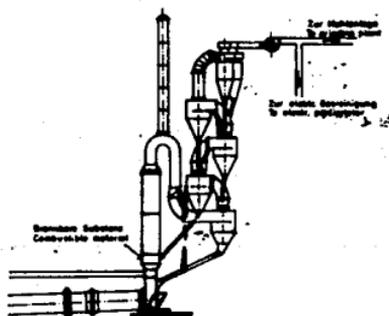


Fig. 20.13.

Schematische Darstellung des fünfstufigen Humboldt-Zyklonwärmetauschers

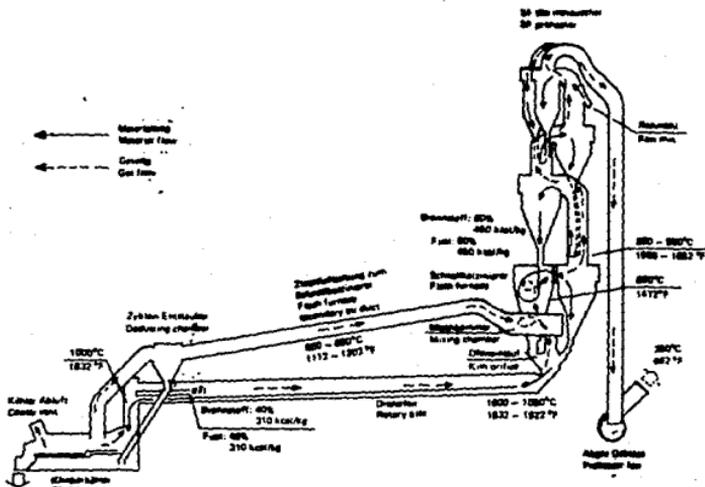
Schematic of the five stage Humboldt cyclone suspension heat exchanger

20. Das SF-Wärmetauscherverfahren

Das als SF-Prozess bezeichnete Wärmetaucher-Verfahren ist schematisch in Fig. 20.22. dargestellt (Fuller Co. Bulletin PR-3).

20. The raw mix suspension preheater

The suspension preheater process designated as the SF-process, is schematically shown in Fig. 20.22. (Fuller Co. Bulletin PR-3).



SF-Wärmetaucher-Verfahren - Fließdiagramm

Fig. 20.22.

Flow chart of SF-preheater process

Daten einer SF-Wärmetauchanlage:

Leistung			
Klinker	t/24 h	2000	
Sp. Wärmeverbrauch	kcal/kg Kll.	780	
Drehofen			
Abmessungen	m	3.9 X 31.4	
Drehzahl	U/min	3-0.6	
Motor	kW	280	
WT-Turm			
Breite	m	13.5	
Länge	m	7	
Höhe	m	50.7	
Klinker-Kühler			
Kühlbreite	m	2.6	
Kühlänge	m	14.7	
Abgasgebläse			
Durchsatz	m³/min	4600	
Statischer Druck	mm H₂O	985	
Antriebsmotor	kW	1150	

Daten of an SF-Suspension preheater unit

Capacity			
Klinker	kl/24 h	11,000	
Sp. heat consumption	kcal/kg cl.	509,000	
Rotary kiln			
Dimensions	ft.	12'8" X 104'	
Revolutions	rph	3-0.6	
Motor	HP	388	
Preheater tower			
Width	ft	44'	
Length	ft	23'	
Height	ft	165'	
Clinker cooler			
Width of grate	ft	8'6"	
Length of grate	ft	48'	
ID-fan			
Capacity	cfm	155,300	
Static pressure	in. H₂O	39	
Motor	HP	1540	

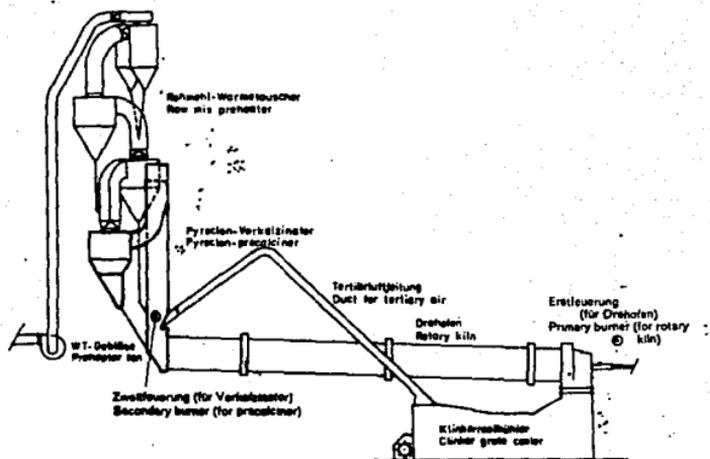


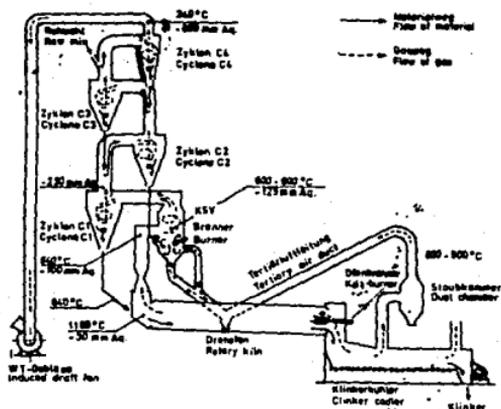
Fig. 26.43.

Drehofen-WT-Anlage mit Pyroclon-Verkalkungsrotor
 System Humboldt-Wedag

Rotary kiln-precaster plant with Pyroclon-precalciner
 System Humboldt-Wedag

Fig. 20.47. zeigt das Fließschema eines Wärmetauschers mit KSV-Vorkalzinator mit Angabe von Temperatur- und Druckverhältnissen der wichtigsten Prozessabstände (299).

Fig. 20.47. shows a flow-chart of a preheater working in conjunction with a KSV-precalciner with temperature and pressure data of the most important process points (299).



Fließschema eines Wärmetauschers mit KSV-Vorkalzinator

Fig. 20.47.

Flow chart of a preheater working in conjunction with a KSV-precalciner

ENFRIADORES DE CLINKER

El enfriamiento del clinker es necesario porque influye en su estructura cristalina, en su composición mineralógica, como también en su grado de moliendabilidad, afectando consecuentemente la calidad del cemento resultante. Además, el clinker caliente es difícil de transportar y tiene un efecto negativo en el proceso de molienda; y, por otra parte, desde el punto de vista económico, la recuperación del calor del clinker caliente, de aproximadamente 200kcal/kg de clinker, es un factor importante para disminuir los costos de producción.

Los primeros hornos rotatorios de la industria cementera no tenían ningún arreglo para el enfriamiento del clinker; simplemente descargaban en un patio abierto y ahí se enfriaba el producto.

Los enfriadores de clinker de diferentes tipos que existen actualmente en operación, trabajan con una eficiencia térmica que varía desde 40 hasta 80%, y ésta se calcula empleando la siguiente fórmula:

$$E = \frac{A-B}{A} \times 100$$

donde A = Contenido de calor del clinker saliendo del horno.

B = Pérdidas de calor del enfriador de clinker, que incluye:

- a) Pérdida de calor en el aire de salida del enfriador,
- b) Pérdida de calor en el clinker saliendo del enfriador, y
- c) Pérdida de calor por radiación, etc., del enfriador.

La eficiencia térmica de un enfriador de clinker es, pues, la relación que hay entre el calor recuperado del clinker caliente saliendo del horno, y su utilización en el proceso de quemado, y el calor total contenido en el mismo.

Existen cuatro tipos de enfriadores de clinker:

- 1.- El tambor de enfriamiento (enfriador rotatorio) localizado debajo del horno.
- 2.- Los tambores de enfriamiento conectados a la circunferencia del extremo de descarga del horno rotatorio (enfriador de satélites).
- 3.- El enfriador de parrillas.
- 4.- El enfriador vertical.

Se dice que el mejor enfriador de clinker es aquel que debido a su eficiencia general, proporciona la máxima cantidad de calor al horno rotatorio junto con el aire secundario, por lo que otro criterio para juz-

gar la eficiencia del enfriador es la diferencia de temperaturas entre el clinker caliente entrando al enfriador, y el aire secundario saliendo del mismo.

El grado de enfriamiento del clinker se designa como la temperatura del clinker saliendo del enfriador, y ésta difiere desde 50 hasta 300°C - según el tipo de enfriador.

El requerimiento específico de energía de los enfriadores rotatorios y de satélites es más bajo que el de los otros tipos de enfriadores.

El volumen de aire de enfriamiento de los enfriadores rotatorios, de satélites y verticales, está limitado por el volumen de aire necesario para mantener el proceso de combustión en el horno rotatorio, por lo cual - el clinker que sale de estos equipos tiene temperaturas más altas; no sucede así con los enfriadores de parrillas donde se emplean mayores volúmenes de aire para el enfriamiento del clinker, de tal modo que parte de -- ellos van hacia el horno, y el resto a la atmósfera (a través de equipos de recolección de polvos), y/o al sistema de precalentamiento de mezcla - cruda.

Los enfriadores rotatorios fueron los primeros en utilizarse; se instalaban debajo del horno en sentido opuesto a la pendiente de éste, y con inclinaciones entre 4 y 7%, operando entre 0 y 8 r.p.m. Todavía se encuentran algunos en operación, trabajando con eficiencias del orden de 55 a 75% para el proceso seco, y hasta de 78% para el proceso húmedo. Enfrían el clinker desde los 1300 a 1350°C hasta los 150 a 300°C.

En 1910, la firma alemana Krupp, introdujo los enfriadores de satélite a la industria cementera, y en 1922 la firma ~~desesa~~ F.L.Smith inició su fabricación con el nombre de enfriador Unax. Estos enfriadores consisten de 10 a 11 cilindros metálicos integrados a la circunferencia del extremo de descarga del horno rotatorio; durante mucho tiempo estuvieron limitados, debido al peso adicional que significaban para los hornos y por los problemas de esfuerzo que ocasionaban a la carga de los mismos, a tamaños de hornos de 500 a 700 Tons/día. Trabajaban con eficiencias de 60 a 65%.

En 1965 F.L.Smith introdujo un nuevo diseño de enfriadores satelitales que llamó enfriador planetario, con el cual se pudo adaptar a hornos de hasta 4000 Tons/24hs. Están equipados con levantadores de material pa

ra mejorar el proceso de enfriamiento del clínker, que se realiza utilizando exclusivamente un volumen de aire equivalente al aire secundario para el horno, por lo que el clínker se enfría desde los 1100 a 1350°C hasta los 120 a 200°C, no obstante que el tiempo de retención del mismo en los satélites es de alrededor de 45 minutos. Este tipo de enfriadores pierde alrededor del 25% del calor del clínker por radiación a través de la coraza de los mismos, y dado que se operan sin exceso de aire, no requieren colectores de polvo. La firma Humboldt.Wedag también fabrica enfriadores tipo satélite, con capacidades de hasta 5000 Tons/24h.

El enfriador de parrillas apareció en la industria cementera en 1937 y fué desarrollado por la firma Fuller Company, Catasauqua, Pennsylvania, con el propósito de mejorar la calidad del clínker mediante el enfriamiento rápido del clínker, encontrando al mismo tiempo un muy buen intercambiador de calor, capaz de controlar la temperatura del clínker y del aire secundario. Puede recibir clínker caliente entre 1370 y 1400°C, y enfriarlo hasta 65°C, con lo cual su eficiencia térmica alcanza niveles de 72 a 75%, y permite que el clínker pueda ser molido inmediatamente después para hacer cemento.

Este tipo de enfriador consiste de hileras alternadas de parrillas perforadas fijas y móviles, que transportan el clínker mediante su movimiento recíprocante y lo enfrían mediante el aire que se hace circular a través de ellas. Originalmente se construyeron con inclinaciones de hasta 15%, que luego bajaron a 10 y a 5%, hasta quedar horizontales por completo; sin embargo, dados los problemas que presentaban al manejar el clínker polvoso de los hornos de más de 1000 Tons/24h de capacidad, se diseñó este tipo de enfriadores para construirlo en forma combinada: inclinada y horizontal, y poder así manejar eficientemente mayores producciones. Actualmente hay unidades en operación con capacidades hasta de 10 000 Tons/24h.

Bajo las parrillas perforadas del enfriador, y a lo largo del mismo, hay divisiones de compartimientos individuales de aire, cada uno de ellos equipado con su propio ventilador, con el propósito de dejar pasar a través de los mismos el aire estrictamente necesario para enfriar el clínker en esa zona; el aire en exceso del aire secundario necesario para la combustión se ventea por un ventilador extractor, a través de un colector de

polvos, hacia la atmósfera en forma total o parcial, según que se ocupe o no en el sistema de precalentamiento de mezcla cruda, como aire terciario (Sistema SF). Así, por ejemplo, un enfriador Fuller con capacidad de - - 2000 Tons/24h, está equipado con 7 compartimientos de aire.

Las parrillas móviles del enfriador efectúan su movimiento recíprocamente con motores de velocidad variable, los cuales las pueden mover en un rango de 4 a 17 golpes/minuto.

La capacidad de los ventiladores del enfriador se diseña para manejar un volumen específico de aire de 105 a 110 pies³ std/kg clinker, y la capacidad específica de manejo de clinker del mismo puede estar entre 3.5 a 4.5 Tons de clinker/pie² x 24h.

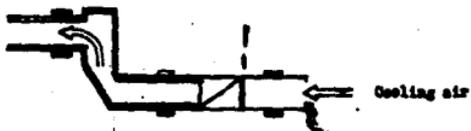
Puesto que el aire de enfriamiento así como la velocidad del enfriador pueden controlarse independientemente de la operación del horno rotatorio, el enfriador de parrillas se diseña para aceptar sobrecargas rutinarias de más del 50% de su capacidad normal.

Finalmente, el enfriador vertical, de uso menos común en la industria cementera, se ha reportado, sin embargo como el de mayor eficiencia: hasta 83%. Fue desarrollado en Alemania, y se fabrica con capacidades de hasta 3000 Tons/24h. Enfría el clinker bajo el sistema de lecho fluidizado, con un consumo estimado de 40 pies³ std/kg de clinker, produce aire -- secundario con temperaturas de 900 a 1000°C, y enfría el clinker a temperaturas de 250 a 280°C sobre la temperatura ambiente. No requiere colector de polvos.

Types of Cooler

Figure 1

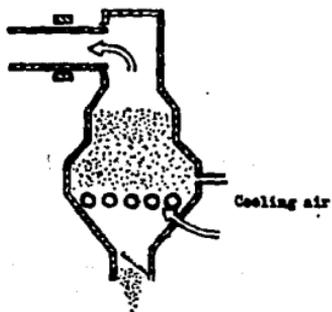
A. Box



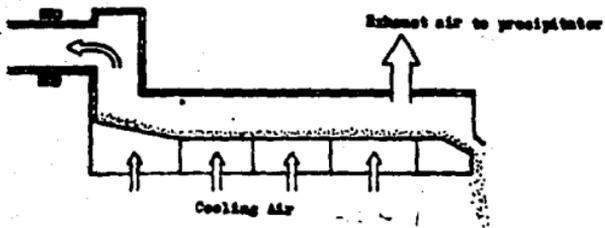
B. Flangeless or Integral Cooler



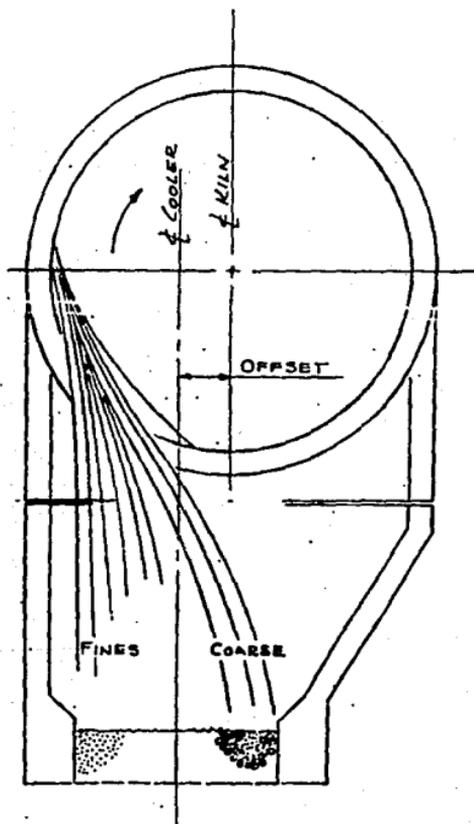
C. Shaft



D. Grate

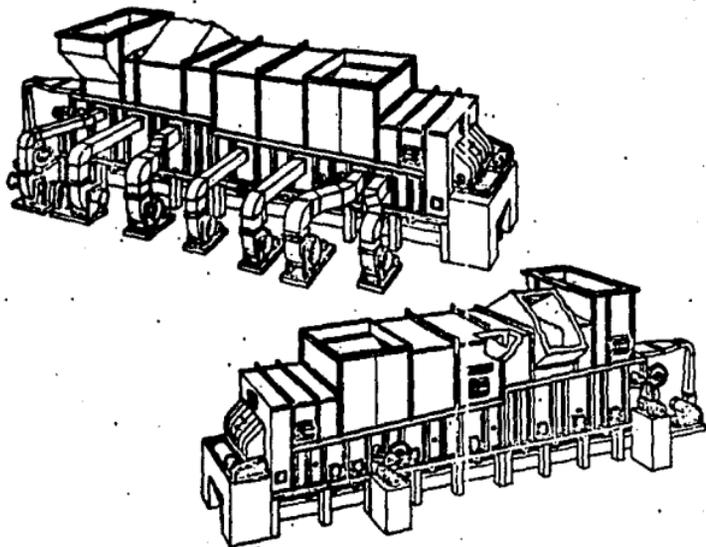


 FULLER COMPANY A COLUMBIAN P.O. BOX 25, CATASAUQUET, PENNSYLVANIA 15804 U.S.A.	REFERENCE:	CALCULATIONS	
		PERFORMED BY:	DATE:
DESCRIPTION: KILN - COOLER RELATIONSHIP		CHECKED BY:	DATE:
		APPROVED BY:	DATE:



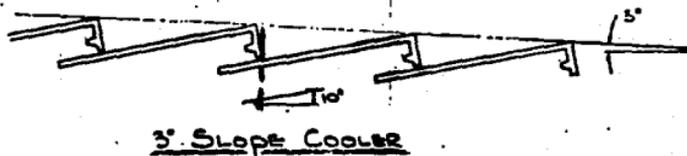
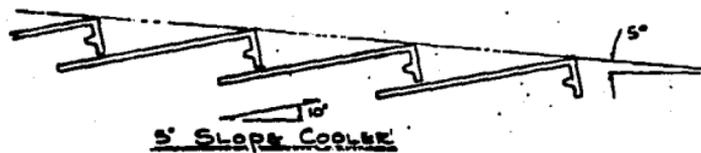
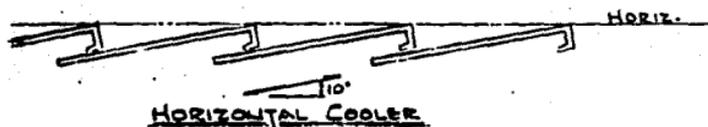
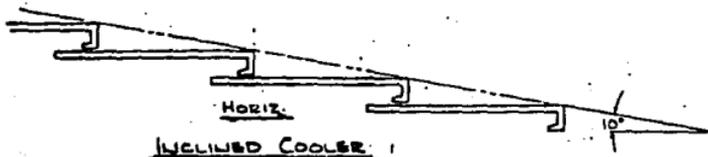
(FIG. 2)

(FIG. 3)



 FULLER COMPANY A WHITE CORPORATION <small>P.O. BOX 90, DAYTON, OHIO 45401-0090 U.S.A.</small>	REFERENCE:	CALCULATIONS	
		PERFORMED BY:	DATE:
		CHECKED BY:	DATE:
IDENTIFICATION: GRATE LINE CONFIGURATIONS		APPROVED BY:	DATE:

COOLER GRATE MOTION



(FIG. 1)

COMBUSTIBLES Y QUEMADORES DE LOS MISMOS

Los hornos rotatorios para la producción de clínker del cemento - - portland pueden utilizar para su operación combustibles sólidos pulverizados, líquidos atomizados, y gaseosos.

Los combustibles sólidos se componen de constituyentes orgánicos - - (que contienen carbón, hidrógeno, oxígeno, nitrógeno y azufre), y minerales (formados por cenizas que pueden consistir de 15 a 20% Al_2O_3 , 25 a 40% SiO_2 , 20 a 45% Fe_2O_3 , 1 a 5% CaO , 0.5 a 1.0% MgO , y 2 a 8% SO_3 , y de cloruros y sulfatos, y también materia volátil como agua de cristalización del mineral arcilloso).

Los componentes combustibles son carbón, hidrógeno y azufre, y mientras mayor sea el porcentaje presente, mayor es el poder calorífico. No es deseable la presencia de azufre porque al quemarse forma SO_2 , que luego se combina con el vapor de agua para formar H_2SO_3 (ácido sulfuroso), - que es muy corrosivo y ataca las partes metálicas del horno; sin embargo, en ciertos casos, si se prefiere una cantidad mínima de azufre porque reacciona con los álcalis de la mezcla cruda para formar sulfatos alcalinos - que salen del horno junto con el clínker, reduciendo así la circulación de álcalis en el sistema. La humedad y las cenizas son componentes indeseables de los combustibles sólidos; no obstante, la presencia de pequeñas cantidades de vapor de agua, de 1 a 1.5%, cataliza la combustión del carbón pulverizado, y las cenizas se absorben casi por completo en el - - clínker, por lo que se hace necesario considerar su composición química a la hora de calcular la dosificación de la mezcla cruda que se va a alimentar al horno. El contenido de materia volátil, que normalmente varía de 18 a 22%, es importante porque influye en la longitud de la flama al quemar el carbón pulverizado.

Para asegurar la operación económica del horno rotatorio, el poder calorífico del carbón debe promediar alrededor de 7000 kcal/kg, pues a valores menores aumenta el consumo específico de calor para el quemado del clínker, y disminuye simultáneamente el rendimiento específico del horno. Asimismo, el carbón debe pulverizarse a una finura tal, que quede un residuo de 1.5 a 2% en la malla No. 70, y de aproximadamente 15% en la malla No. 170. Mientras más corto sea el horno rotatorio en el cual se va a quemar, mayor debe ser la finura del carbón pulverizado, el cual requiere

Es un 15 a un 20% del aire de combustión total, como aire primario en el quemador, que, en la mayoría de los casos, es un tubo con forma de tobera en el extremo de salida. Estrechando la salida de ésta se produce un mejor mezclado del compuesto aire-carbón pulverizado, y también se puede -- controlar la velocidad de la mezcla aire primario, polvo de carbón al cam biar el diámetro de la tobera. A mayor velocidad en la tobera, la flama del carbón pulverizado se hace más corta y más intensa. La velocidad de la mezcla aire primario-carbón pulverizado en función de la capacidad del horno o del diámetro del mismo respectivamente, y varía de 40 a 100 m/seg para hornos de 2 a 6 m de diámetro, produciendo formas de flama óptimas -- con las consecuentes condiciones favorables para el intercambio de calor. Con estas velocidades la flama se inicia a unos 25cm adelante de la boquilla del quemador, que es la distancia ideal; a velocidades menores la flama enciende más lejos.

La utilización de carbón de baja calidad con alto contenido de cenizas y de fracciones bajas de materia volátil, aunada a la operación económica de los hornos, condujo a la aplicación de un segundo componente combustible, y así se comenzaron a desarrollar los quemadores especiales de dos canales: uno para la combinación de carbón pulverizado con aceite combustible, (Tipo VR.K), y otro para la combinación de carbón con gas natural (Tipo VR.6K), de la firma Pillard, que logró reducir la cantidad de -- aire primario necesario, hasta un 67% del aire de combustión total, al -- mismo tiempo que permitió un amplio rango de ajustes de la flama.

Por lo que respecta a los combustibles líquidos, la propiedad más -- importante que tienen, es su facilidad para quemarse, siendo la viscosidad su característica más significativa; su composición química consiste de 25 a 90% de carbono, 5 a 10% de hidrógeno, y oxígeno, nitrógeno y azufre en un rango de 3 a 4%, resultante de la presencia de varios ciastos -- de hidrocarburos, que les confieren un poder calorífico variante de 8500 a 10 000 Kcal/kg.

La viscosidad de los aceites combustibles disminuye al aumentar la -- temperatura de los mismos, llegando a ser casi constante a los 120°C, razón por la cual no es necesario calentarlos más con la idea de mejorar su atomización en los quemadores.

El aceite combustible más comúnmente usado en la industria cementera es el especificado comercialmente como Bunker "C" No. 6, con una gravedad específica de 0.9861 g/cm^3 , y un poder calorífico de 10 000 Kcal/litro, y se quema en quemadores de atomización de tipo mecánico como los llamados de orificio fijo y de presión variable; en ellos la presión de atomización del aceite es del orden de 1300 lbs/pulg^2 (85 kg/cm^2) a 1200°C . La capacidad alta o baja de estos quemadores solo puede alcanzarse cambiando las toberas o boquillas de los mismos; su rango de regulación está limitado a una relación de 1:3, y para gastos de combustible altos, de más de 50 Gal/min, se emplean quemadores de varias boquillas.

Otro tipo de quemadores de atomización por presión de aceite es el de orificio variable y presión constante, que opera a una presión promedio de 285 lbs/pulg^2 (20 kg/cm^2) y tiene un rango de regulación limitado. La firma Pillard Co. de Alemania, desarrolló un atomizador especial de aceite (Tipo MV) que es controlable dentro de un rango muy amplio, y con el cual se pueden operar hasta los hornos más grandes, desde el calentamiento inicial hasta la operación normal; es el quemador de retorno de aceite, cuya boquilla permite una relación de regulación de 1:8, suficiente para lo mencionado, y que puede modelar la forma de la flama gracias a que sus exigencias de aire primario pueden ser hasta del 3% del aire de combustión total. Siguiendo este principio se ha desarrollado también el quemador de dos canales (Pillard, Tipo VR) para el manejo del aire primario.

Hay todavía otro tipo de quemador de aceite combustible que es el llamado quemador ultrasónico, que atomiza el combustible empleando toberas acústicas que utilizan ondas sonoras generadas por aire comprimido o vapor a 90 lbs/pulg^2 , para producir partículas uniformes de cualquier tamaño deseado, con la posibilidad de producir una amplia variedad de patrones de flama. Dependiendo del modelo del quemador, el resonador vibra con una frecuencia de 10 a 20 000 Hertz, creando un rocío de combustible con partículas del mismo de 5 micrones de diámetro. Su rango de control de flujo es de 1:15.

El combustible gaseoso más importante en la industria cementera es el gas natural, cuyos componentes principales son, el metano, CH_4 ; y el etano, C_2H_6 ; el azufre se presenta en forma de H_2S , y algunas veces el --

gas natural también contiene aproximadamente hasta 13% de gases inertes, como CA_2 , nitrógeno y helio. Su poder calorífico oscila entre 230 y 290 kcal/pie³. La utilización de gas natural como combustible para el horno rotatorio, debe hacerse tratando de mantener lo más alta posible la temperatura del aire secundario, al mismo tiempo que se reduce al mínimo posible el volumen de exceso de aire, para el óptimo aprovechamiento del mismo, ya que la experiencia práctica ha demostrado que se requiere un mayor consumo de calor para el quemado del clínker cuando se emplea gas que cuando se utilizan carbón o combustóleo.

El quemador más común para gas natural en la industria cementera es el tubo quemador plano con únicamente un canal para el gas, sin el uso de aire primario, que no se requiere para el quemado de este combustible en el horno rotatorio; trabaja con una alta velocidad a la salida de la tobera, del orden de 300 a 400 m/seg, y la flama se enciende a casi 0.50m de la tobera. La presión de operación del gas en el quemador es de aire dedor de 35 lbs/pulg² (2.5 kg/cm²), y se dispone de facilidades en el mismo para ajustar la forma de la flama. El quemador Pillard VR.G es un quemador de reciente diseño que divide la corriente de gas en por lo menos dos componentes, que se ajustan en forma independiente uno del otro, con lo cual satisface la demanda de una adaptación óptima del abastecimiento de calor a las necesidades del proceso del horno rotatorio.

Durante los años de 1970 a 1980 muchos hornos de proceso húmedo y de proceso seco se convirtieron a, o se substituyeron por, hornos modernos con sistemas de precalentador y de precalcinator, lo cual trajo consigo sistemas más sofisticados de quemado de combustibles, que reemplazan a los sistemas antiguos de quemado de tipo directo.

Lo anterior produjo como consecuencia que se redujeran los consumos de aire primario, con las consecuentes mejoras de economía del combustible. Al mismo tiempo, los nuevos quemadores proporcionaron a los operadores de los hornos más facilidades para hacer ajustes operacionales que los que podían hacerse con los quemadores comunes de un solo canal, con lo cual cambió la apariencia general de la flama, ya que mientras que con el quemador de tubo recto se producía una flama larga no divergente, con los nuevos quemadores se produce una flama corta divergente, altamente eficiente, producto de un mezclado rápido del combustible y del aire de combustión.

Recientemente se introdujo al mercado una nueva serie de quemadores que producen una flama ligeramente más larga con un mínimo de perturbaciones de la misma, y se ha demostrado que las flamas no divergentes con altas velocidades de salida del quemador producen altas temperaturas a bajos gastos de aire primario, además de que muestran reducciones substanciales en la formación de óxidos de nitrógeno, los cuales tienen que ser controlados por exigencias de la contaminación ambiental.

Considerando los diferentes conceptos de la flama, se distinguen tres generaciones de quemadores de combustible.

- 1).- Quemadores de un canal. (Producen una flama larga y delgada).
- 2).- Quemadores multi-canales. (Producen una flama corta, divergente, -- con mucha turbulencia).
- 3).- Quemadores multi-canales. (producen una flama no divergente, con un mínimo de turbulencia).

Cualquiera que sea la generación de que proceda, el quemador de combustible ideal debe reunir los siguientes requisitos:

- a) Que optimice la economía de calor.
- b) Que satisfaga los requisitos de calidad del clínker.
- c) Que sea sencillo de operar.
- d) Que produzca bajas cantidades de óxido de nitrógeno.

Los quemadores sencillos, de un solo canal, han sido los más usuales en la industria del cemento, sobre todo para los sistemas de quemado directo. Tienen el inconveniente de su alto gasto de aire primario, entre 15 y 45%, y operan con velocidades de salida del quemador de 40 a 60 m/seg; no tienen manera de cambiar la forma de la flama durante la operación, y la estabilización de ésta durante los periodos de arranque no es buena.

Los quemadores de dos canales pueden aplicarse en sistemas de quemado directo y semi-directo, con opciones para ajustar la flama, gracias al requerimiento mínimo de aire primario, del orden de 6% del aire total de combustión, y pueden quemar combinaciones de carbón pulverizado con combustóleo, o con gas natural. Son los antecesores de los quemadores de canales múltiples.

Los quemadores de multicanales (3, 4 ó 5 canales), que fueron desarrollados para sistemas de quemado de tipo indirecto, son capaces de quemar carbón, combustóleo y gas, simultáneamente a cualquier gasto de aire

primario, y pueden emplearse también para sistemas de quemado semi-directo o semi-indirecto. Su principal ventaja es que producen una flama más corta, más divergente, a gastos de aire primario considerablemente más bajos, aparte de que permite ajustar con facilidad la forma de la flama durante la operación.

Las temperaturas de flama más altas se alcanzan con flamas cortas y densas, y se logran mediante un mezclado intenso de combustible y del aire secundario, lo cual es fundamental para operar el sistema del horno al nivel de combustión más completa con los niveles correspondientes de oxígeno más bajos. Los niveles optimizados de oxígeno en los gases de salida del horno mejoran la economía del combustible al reducir la temperatura y el volumen de los gases de escape. A niveles de oxígeno menores que los óptimos, la longitud de la flama aumenta y la combustión puede ser insuficiente. Los resultados son combustibles en la salida del horno, baja flama, y temperaturas más altas de los gases de salida del horno.

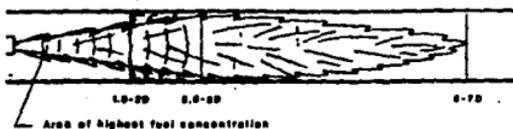
Una flama divergente se produce más a menudo con condiciones de quemado reductoras, donde la flama cubre casi todo el espacio del horno y choca con la carga de material, ocasionada a su vez por una mala alineación del quemador, el cual debe colocarse normalmente en posición horizontal y no paralelo al eje del horno. La flama se levantará por sí sola debido a su alta temperatura.

Entre los nuevos diseños y modelos de quemadores de canales múltiples figuran los fabricados por Pillard, Inc., (Quemador de tres canales VRS-M) RHD (Quemador Pyrojet), F.L. Smith (Quemador SWIRLAX), J.R. Tucker & Assoc. (Quemador TURBOFLAME), y Polysius (Quemador POLFLAME), y Pillard, Inc. (Quemador ROTAFLAM); todos ellos muy avanzados y aptos para quemar todos los combustibles mencionados, con el máximo de eficiencia y de economía técnica.

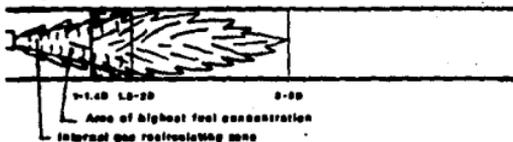
TECHNICAL

Fig 1: Different flame shapes

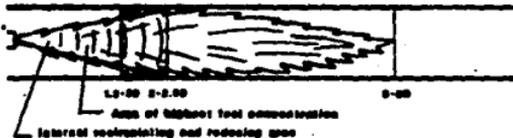
Axial Flame, Single Channel Burner



Divergent Flame, Multi Channel Burner



Non Divergent Flame, Non-Divergent, High Velocity Burner



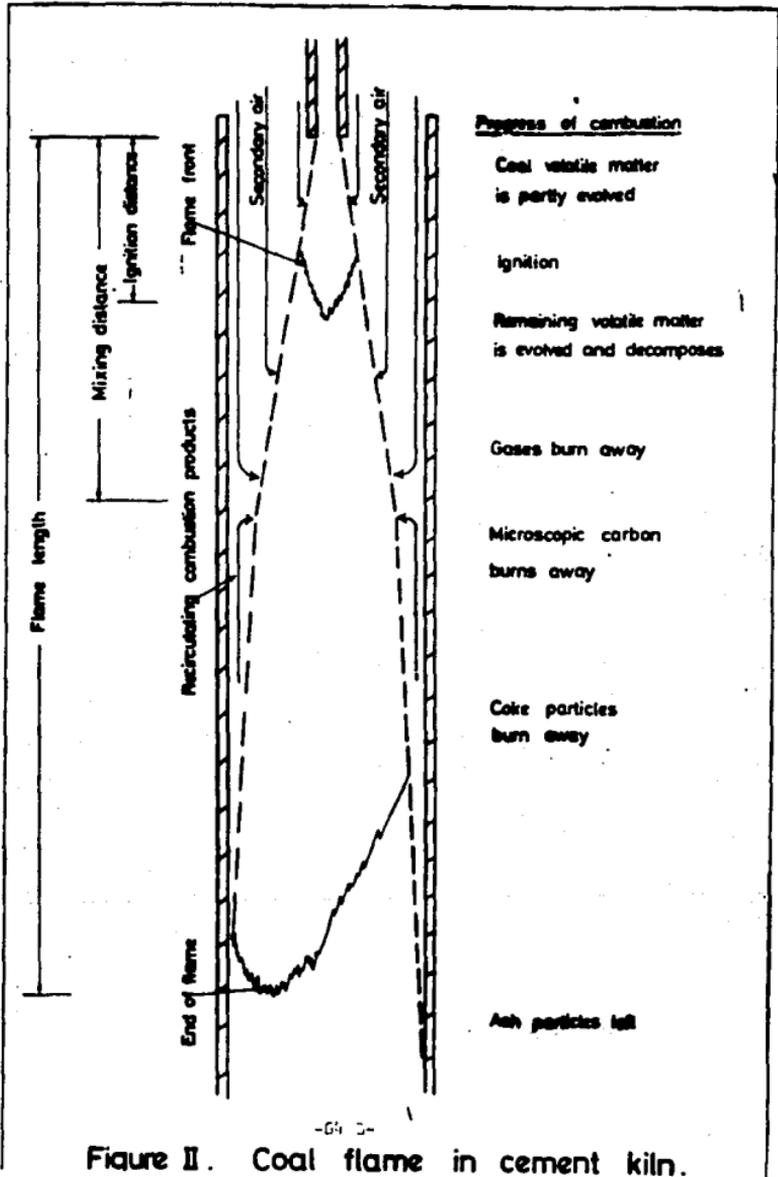
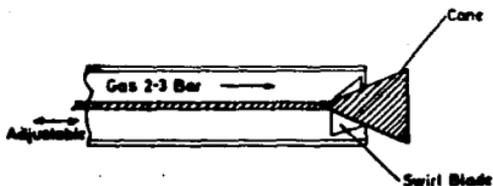
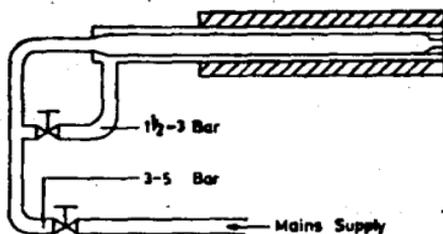


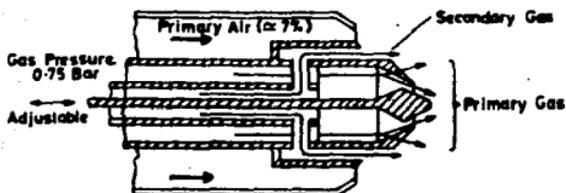
Figure II. Coal flame in cement kiln.



Taper of cone and arrangement of swirl blades to give optimum performance found by experiment



Flame shape is varied by adjusting gas flow to inner and outer tubes.



FLS Burner
Secondary gas is for stabilisation reduced when kiln is hot

174 D-

Figure VII Natural Gas Burners

dargestellt, verwendet [193].

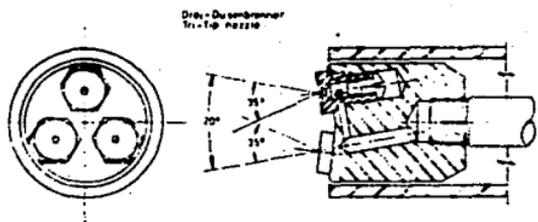


Fig. 19.33.

Drei-Düsenbrenner für höheren Heizöl-Durchsatz

Tri-Tip nozzle for higher fuel oil throughput

342

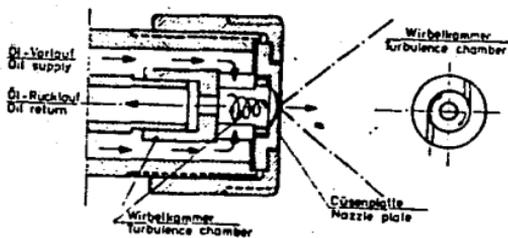


Fig. 19.24.

Öl-Rücklaufbrenner für Heizöl

Oil return burner for fuel oil



Fig. 19.26.

Flammenformen gebildet mit akustischen Brennerdüsen

Flame patterns formed by acoustic nozzle

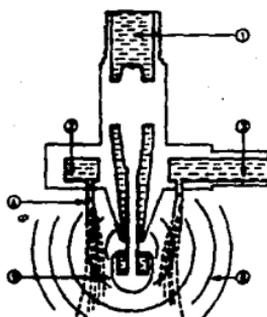


Fig. 19.27.

Schema einer akustischen Brennerdüse

Schematic of an acoustic nozzle

Erklärung:

- 1 Druckluft
 2 Heizölverteilungskanal
 3 Heizölzufuhr
 4 Heizölfaden
 5 Resonator
 6 Sphärische Schallwellen, die das Heizöl in gleichgroße Tropfen aufspalten

Notation:

- 1 Compressed air
 2 Fuel oil distribution channel
 3 Fuel oil inlet
 4 Oil filament
 5 Resonator
 6 Sonic spherical waves chop fuel oil into regular droplets

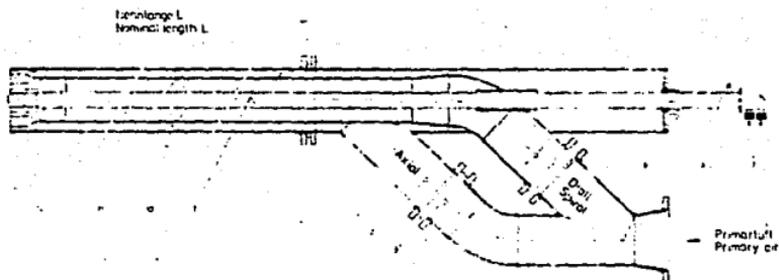


Fig. 19.25.

Pillard Zweikanal-Brenner, Typ VR

Pillard two-channel burner, type VR

Benennung:

Düsenstock
 Gummihandgriff
 Schnellverschußnippel
 Düsenstock-Arretierung
 Primäroröhrvorlauf
 Sekundäroröhrvorlauf
 Brennerkopf
 Brennerkopfmutter
 Drosselklappe
 Zentrierrippen
 Mantelrohr
 Luftkegel
 Luftdrallkörper
 feuerfeste Ummantelung

Designation:

1 Nozzle piping
 2 Burner handle
 3 Fast closing nipple
 4 Stop lever
 5 Primary fuel supply
 6 Secondary fuel supply
 7 Burner head
 8 Burner head nut
 9 Throttle
 10 Centering ribs
 11 Jacket tube
 12 Air cone
 13 Air whirling device
 14 Refractory insulation

TECHNICAL

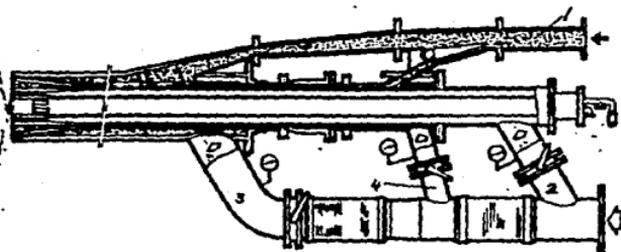
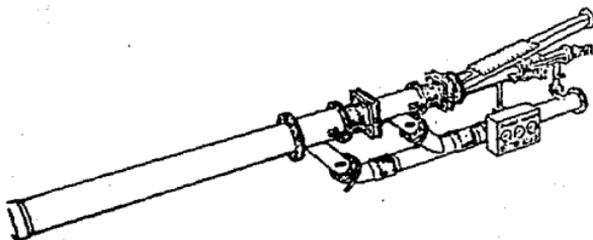


Fig 5: POLAFLAME burner general arrangement = 1 coal conveying line = 2 stabilising air channel = 3 rine air channel = 4 diffuser air channel.

TECHNICAL



The Rotaflem burner: general arrangement

CONSIDERACIONES BASICAS PARA LA OPERACION DE LOS HORNOS ROTATORIOS DE CEMENTO PORTLAND.

Tomando en cuenta todo lo anteriormente expuesto, es razonable aceptar que la operación de quemado en una planta de cemento ha sido siempre, y lo es más ahora en los tiempos actuales, un proceso químico de gran volumen, en el cual no solo se tienen grandes piezas de equipo en movimiento, sino que, además, los factores que se combinan para dar la eficiencia máxima u óptima del horno rotatorio son tan numerosos y su interrelación es tan complicada, que solo disponiendo de todas las facilidades de medición, indicación, registro y control, y, desde luego, de personal adecuadamente preparado y debidamente calificado, pero sobre todo con experiencia, puede esperarse que la operación del mismo sea dominada haciendo los ajustes correctos y oportunos, con los cuales pueda lograrse el mantenerlo trabajando normalmente en su punto de equilibrio particular, donde se garantice la máxima calidad del producto, el máximo rendimiento y la mayor eficiencia térmica, con el mínimo costo de operación posible.

Por supuesto que lo anterior depende fundamentalmente también de la combinación de los factores aludidos, que pueden ser externos (como la disponibilidad suficiente de mezcla cruda y de combustible, la suficiente capacidad de manejo de aire y/o precalcinación, y del equipo anticontaminante), e internos (como la transferencia de calor, las reacciones químicas, el arrastre de polvos, las limitaciones mecánicas del horno, el refractario utilizado, y el control de las condiciones del horno), los cuales deben preverse ampliamente.

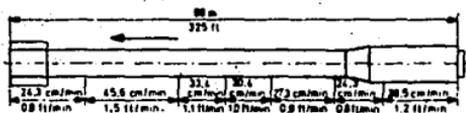
Dos procesos se llevan a cabo normalmente en los hornos rotatorios: el proceso termoquímico, y el paso de material a través de ellos; el primero ocasiona que el material pase a través del horno a velocidades variables, es decir, a revoluciones del horno constantes el material atraviesa las diferentes zonas del mismo con diferentes velocidades, pues debido a los cambios físico-químicos de la mezcla alimentada, se tienen diferentes tiempos de permanencia en cada zona, (se ha encontrado que el tiempo de paso del material por la zona de calcinación es dos veces mayor que el tiempo de paso por la zona de clinkerización), por lo que corresponde al operador del horno igualar estas variables durante la operación del mismo variando la velocidad del horno de acuerdo con la pendiente de éste.

Otro aspecto muy importante a considerar en la operación de los hornos rotatorios, es que cuando están en plena producción sus dimensiones cambian: son mayores que cuando están fríos y/o parados, lo cual debe tomarse muy en cuenta pues los llantos de rotación deben descansar completamente sobre los rodillos de carga, y los sullos de entrada de aire de ambos extremos no deben afectarse. Los llantos que son flotantes en el casco del horno, deben lubricarse convenientemente para facilitar su deslizamiento y evitar su "amarre", con el consecuente peligro de daño a la instalación. El horno se expande a partir de su centro longitudinal al estar caliente, y también a lo largo de su diámetro, lo cual no hay que olvidarlo a la hora de hacer la instalación del recubrimiento refractario, tanto por primera vez, como en las reparaciones normales.

De la calidad del recubrimiento refractario empleado depende primordialmente el tiempo de operación del horno rotatorio, razón por la cual no deben escatimarse gastos para instalar el mejor producto existente en el mercado, que satisfaga los requerimientos debidos de resistencia mecánica, refractabilidad, resistencia al choque térmico (cambios de temperatura), resistencia al ataque químico, estabilidad de volumen, conductividad térmica, resistencia a la abrasión y porosidad. La instalación correcta del refractario tiene mucho más efecto en la vida del mismo que la propia calidad; asimismo su duración tiene mucho que ver tanto con el método usado para calentarlo, como con el tiempo que dura su calentamiento. De igual manera, los enfriamientos bruscos del horno durante su operación afectan mucho más la vida útil del refractario, que los sobrecalentamientos repentinos, por el desprendimiento de la cubierta protectora de clínker que se le forma durante la operación normal, con el consecuente arreglo de pedacera de refractario, y la posterior dificultad para adquirir nuevamente el forro, o "costra", de clínker.

Básicamente pues, las consideraciones mínimas necesarias para operar un horno rotatorio de cemento portland, pueden resumirse en lo siguiente:

- A.- Preparación de la mezcla cruda. (Dosificación y molienda).
- B.- Suministro de la mezcla cruda al horno.
- C.- Proceso de quemado en el horno.
- D.- Control del horno rotatorio.



Nassdrehefen mit Planetenkuhlern - Produktion 205 t/24h - Neigung 4%, 0.91 Upm
 Øtendurchmesser: 2.85/2.85 m
 Wet process kiln with planetary coolers - Capacity 1200 bbl/day - Slope 4%, 0.91 Rpm
 Kiln diameter: 9.8/9.8 ft

Fig. 19.6.

Unterschiedliche Durchlaufgeschwindigkeiten des Materials
 durch den Drehofen

Various residence times of the material
 in the rotary kiln

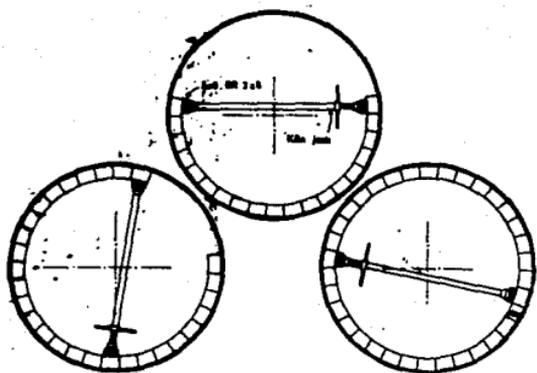


Fig. 23.2.

Drehofenausmauerung mit Hilfe von Schraubenwinden

Lining of a rotary kiln with the help of screw jacks

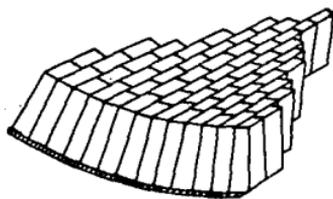


Fig. 23.3.

Verlegung von Drehofenfutter im Längsverband

Longitudinal bonding of rotary kiln lining

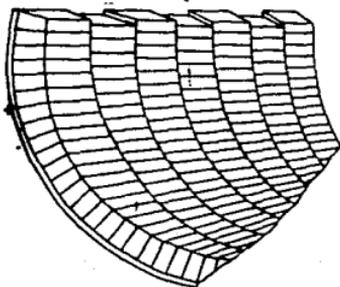


Fig. 23.4.

Ringweise Steinverlegung bei mortelloser Ausmauerung des Drehofens

Ring bonded construction of rotary kiln refractory without the use of mortar

Für die Trockenverlegung dient ein mit Schrauben versehenes stählernes Schalungsbogengerüst [288] (siehe Fig. 23.5.).

For the dry installation procedure a steel jack screw assembly as shown in Fig. 23.5. is in use [288].

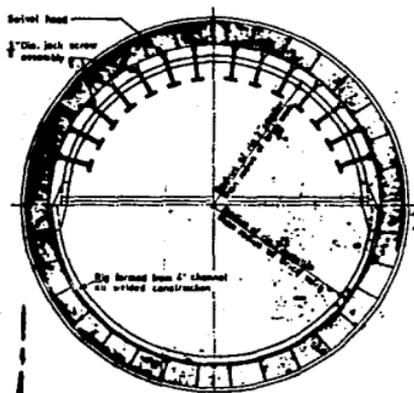


Fig. 23.5.

Schalungsbogengerüst zur Trockenverlegung der Drehofenausmauerung

Jack-screw assembly for dry installation of the rotary kiln refractory

A.- PREPARACION DE LA MEZCLA CRUDA.

Una buena mezcla cruda es aquella que está bien dosificada y uniformemente molida. El horno rotatorio no puede operarse en condiciones óptimas si la composición química y la finura del material alimentado no se mantiene y se controla dentro de límites muy estrictos.

La preparación de la mezcla cruda comienza realmente desde la extracción misma de las materias primas de las canteras respectivas, las cuales deben conocerse ampliamente en lo que a su composición química y mineralógica se refiere. La utilización de métodos rápidos de análisis químicos, como los de Rayos X, para analizar todas las muestras representativas de la barrenación previa a la explotación, es una herramienta muy útil para planear y programar la extracción y el acarreo de las materias primas a la planta, donde deben someterse (luego de triturarlas, a un tamaño máximo de 1"), a un proceso de pre-mezclado o pre-homogeneización, que permita en seguida su dosificación correcta (conforme a los cálculos que se hagan de la mezcla cruda que se desea obtener), durante el proceso de molienda inmediata.

Con la pre-homogeneización, que normalmente se hace solo para la caliza triturada por medio de la formación de pilas longitudinales de ésta, de capas de forma y espesor variables (según sea el método que se emplee), -- pilas que luego se recolectan en sentido transversal por diversos medios, se logra reducir la variación natural de la composición de la caliza, expresada en % de CaCO_3 , desde rangos de alrededor de 10% hasta valores de - 1 a 1.5%.

La dosificación o proporcionamiento de la mezcla cruda, partiendo de los análisis químicos conocidos de las materias primas involucradas, se hace conociendo previamente las características químicas del clínker a obtener, puede consistir de la más sencilla de las combinaciones: dos componentes, caliza y arcilla, hasta 4 ó más componentes, según sea la naturaleza de las materias primas; puede hacerse en forma completamente automatizada mediante un computador de control del proceso trabajando en combinación -- con un analizador de rayos X en la línea, o fuera de ella, con lo cual se eliminan muchas dificultades relacionadas con los métodos convencionales de análisis, y se puede obtener con bastante confianza una mezcla cruda de la calidad y homogeneidad requerida, la cual facilita la operación estable

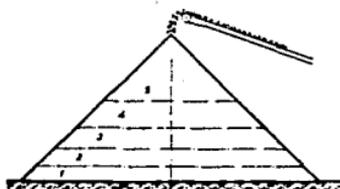


Fig. 16.a.5.

Querschnitt durch den Flächenaufbau eines Mischbettes

Cross-section of blending bed consisting of horizontal layers

Die unter 3-6 genannten Mischbett-Aufbaumethoden werden je nach den örtlichen oder qualitativen Verhältnissen der Rohstoffe gewählt bzw. empfohlen, in der Überzeugung, mit der einen oder der anderen Methode bessere Mischeffekte zu erzielen.

The stockpiling methods quoted under items 3-6, are selected or recommended according to local quality conditions of the raw materials with the assumption that one or the other method may result in better blending effects.



Fig. 16.a.6.

Längsstreifenaufbau eines Mischbettes - Querschnitt

Longitudinal stripe type structure of a blending bed (axial stockpiling)

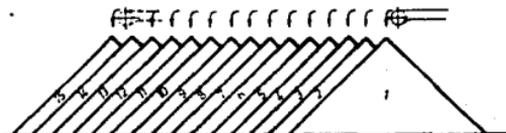


Fig. 16.a.7.

Kontinuierliche Anschüttung eines Mischbettes

Continuous stockpiling of a blending bed

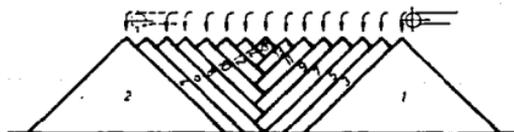


Fig. 16.a.8.

Wechselnde Anschüttung eines Mischbettes

Alternate stockpiling of a blending bed

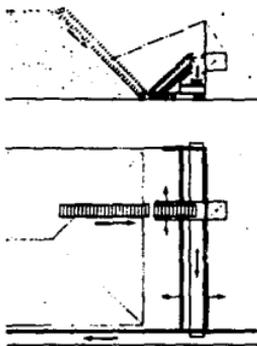


Fig. 16.a.10.

Abbaukratzer für stirnseitigen Abbau eines Mischbettes

Scraper reclaimer for front end reclaiming of a blending bed

Fig. 16.a.11. zeigt einen Abbaukratzer, der das Schüttgut längsseitig entlang des Mischbettes abbaut.

Fig. 16.a.11. shows a reclaiming scraper traveling alongside and adjacent to the blending bed.

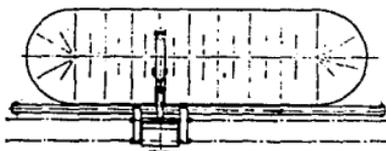


Fig. 16.a.11.

Abbaukratzer zum Mischbettabbau entlang der Haldenlängsseite

Scraper reclaimer for alongside reclaiming of a blending bed

Fig. 16.a.12. zeigt eine Mischbettanlage mit zwei hintereinander angeordneten Mischbetten. Der Aufbau erfolgt von der Längsseite, während der Abbau stirnseitig erfolgt. Der kontinuierliche Betrieb der Anlage erfolgt bei

Fig. 16.a.12. shows a blending bed arrangement with two blending beds located one after another. The stacking is accomplished alongside the bed, whereas reclaiming is carried out from the front end. Continuous operation of

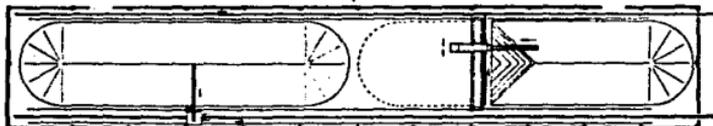


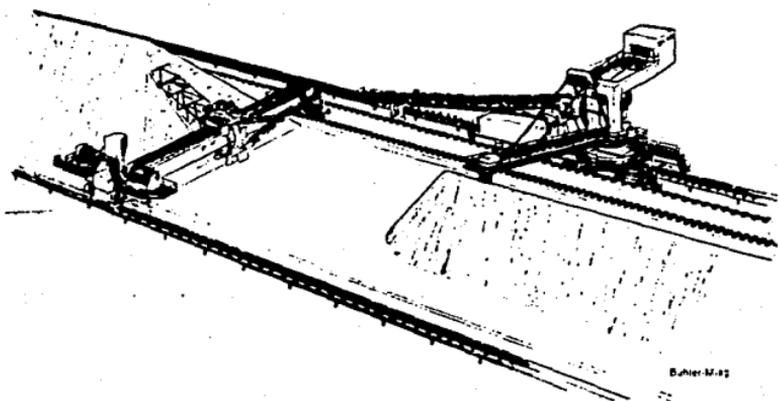
Fig. 16.a.12.

Mischbettanlage mit zwei entlang einer Achse angeordneten Mischbetten

Blending bed arrangement with two beds placed along one axis

16.a. Vorhomogenisierung

18.a. Prehomogenization



Mischbett-Abbau mit Schaufelrad

Fig. 16.a.14.

Blending bed reclaiming with a bucket wheel

del horno, sobre todo si se trata de uno grande, pues a medida que los hornos rotatorios se vuelven más grandes, se vuelven también menos tolerantes a las variaciones de composición química, de tal manera que su operación estable es prácticamente imposible (para hornos de 2000 tons/día o mas), - si dicha composición no se mantiene dentro de \pm 1.5% de variación del factor de saturación de cal.

Dado que el proporcionamiento de las materias primas para la producción de la mezcla cruda desazada se lleva a cabo simultáneamente con el proceso de molienda y homogeneización de ésta, otro factor muy importante a cuidar es el de la granulometría o finura, ya que la uniformidad de la misma es de primordial importancia para la operación estable del horno, pues las partículas gruesas pueden no convertirse totalmente en productos de equilibrio, dado que algunas reacciones son entre sólido-líquidos.

Encontrar el grado de finura óptimo de la mezcla cruda requiere práctica y un balance cuidadoso de costos; sin embargo, con los sistemas actuales de precalentador de mezcla cruda con precalcinador, puede el problema de la finura ser más llevadero tanto para el proceso de clinkerización como para el de molienda de la mezcla cruda.

De lo que no puede prescindir el proceso de preparación de la mezcla cruda es de la etapa de homogeneización, inmediatamente después de la molienda, y previa a su entrada al horno; la mezcla cruda debe estar uniformemente molida y uniformemente homogeneizada en su composición química. Es en los silos de homogeneización donde todavía hay oportunidad de poder corregir cualquier desviación que se tenga con respecto a la guía fijada de factor de saturación de cal a obtener.

B.- SUMINISTRO DE LA MEZCLA CRUDA AL HORNO.

Para poder asegurar una operación exitosa del horno es muy importante mantener un nivel de la cama de material siempre uniforme, y evitar bajo cualquier circunstancia que el material se distribuya de una manera ondulada dentro del mismo. El material se mueve hacia la descarga mediante la gravedad, con una velocidad que depende directamente de la velocidad del horno, la pendiente del eje de éste y de la composición del material. La pendiente del horno la fija el diseño y no puede alterarse. Por lo tanto, si la composición química de la mezcla cruda se mantiene constante, la velocidad de paso del material a través del horno solo puede controlarse me-

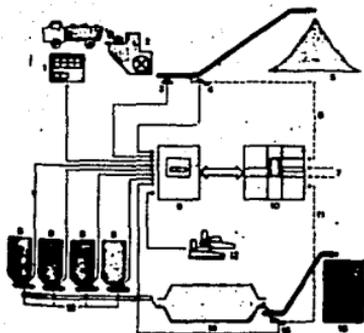


Fig. 220. Schema eines diskontinuierlichen chemischen Rohmehl-Kontrollsystems mit einem 8-Kanal-Mehrkanal-spektrometer

- 1 SKW-Ertüder; Zähltafel = Raw dump trucks count panel
- 2 Brucker = Crane
- 3 Kräftedose = Load cell
- 4 Mischbettprobeentnahme = Blending bed sampling
- 5 Mischbett = Blending bed
- 6 Mischbettprobe = Blending bed sample
- 7 Andere Materialproben = Other material samples
- 8 Rohmaterial-Komponenten = Raw material components
- 9 FLS-OCC Nahstelle mit Computer = FLS-OCC interface with computer
- 10 Röntgenspektrometer = X-ray spectrometer
- 11 Rohmehlprobe = Raw mix sample
- 12 Datenschreiber = Data printer
- 13 Doserbandwaagen = Weigh belt feeder
- 14 Rohmühle = Raw mill
- 15 Rohmehlsprobenentnahme = Raw mix sampler
- 16 Rohmehlsilo = Raw mix silo

Fig. 220. Schematic of a raw mix chemical control system with a multichannel off-line X-ray spectrometer

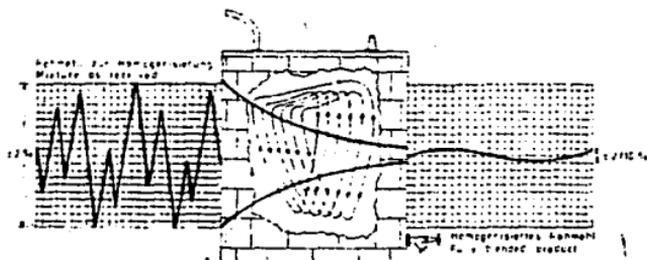


Fig. 17.4.

Schwankungen im CaCO_3 -Gehalt vor und nach der Homogenisierung

CaCO_3 -variations before and after homogenizing

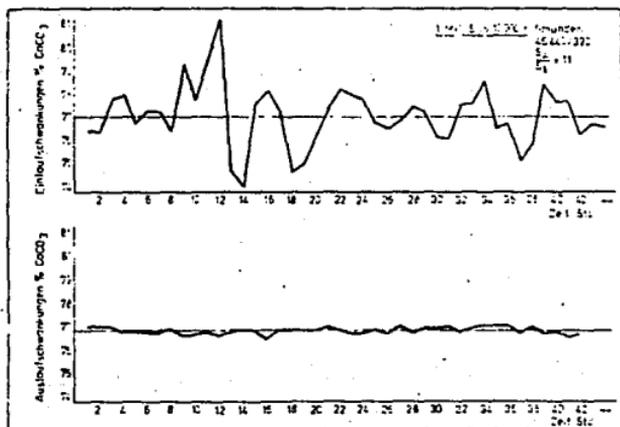
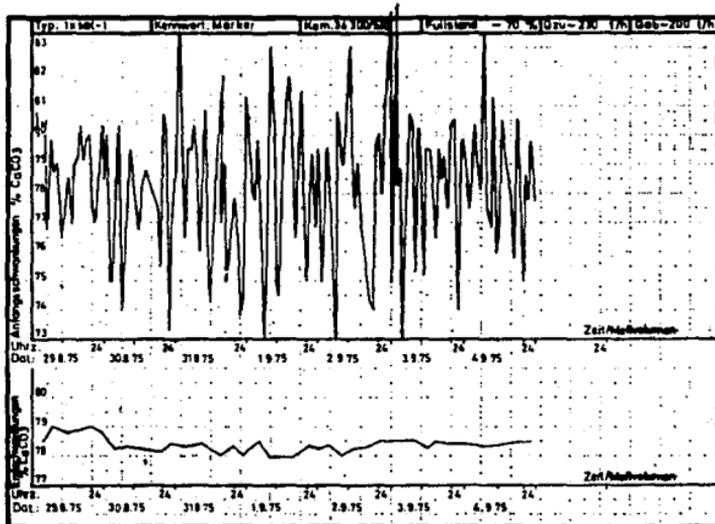


Fig. 17.19.

Tagesprofil der Ein- und Auslaufschwankungen im CaCO_3 -Gehalt

Diagram of initial and final CaCO_3 -variations over 24 hours



Wochenprofil der Ein- und Auslaufschwankungen
im CaCO₃-Gehalt

Fig. 17.20.

Diagram of initial and final CaCO₃-variations
over 8 days

dante la velocidad de éste, y debe ser tal que, para un determinado nivel de llenado, el material permanezca en la zona de clinkerización exactamente el tiempo que necesite para convertirse en clinker.

C.- PROCESO DE QUEMADO EN EL HORNO ROTATORIO.

El proceso de quemado de la mezcla cruda es la parte más importante de la operación del horno, ya que el estado térmico del material a lo largo de éste depende directamente del quemado del combustible, y, si esta operación no es uniforme, el horno dará una producción de clinker muy irregular, aunque se mantengan constantes la velocidad de rotación, la composición química de la mezcla, la uniformidad de la finura, y la regularidad de la alimentación. Las reacciones que ocurren dentro del horno, tanto los procesos físicos como los cambios químicos, son muy complicados, y la mayoría de los cambios que se producen no son medibles directamente, por lo que se tienen que aceptar mediciones de referencia, razón por la cual el control automático del horno rotatorio es uno de los problemas de control más difíciles de resolver. Por ejemplo, hay que tomar en cuenta los diferentes tiempos de permanencia del material en las diferentes zonas del horno; esto hace muy difícil la formación de un modelo matemático de proceso. Por otra parte, el regreso de polvos del horno al proceso de quemado altera la operación regular del mismo, pues se ha experimentado que no siempre se mezclan con la alimentación normal, o que probablemente ocurre segregación, provocando avalanchas de una parte de la alimentación en la zona de clinkerización, lo cual es muy difícil de controlar.

En los hornos largos de proceso húmedo o seco, los tiempos de permanencia provocan dificultades de control. La formación de un barro excesivo de clinker sobre el recubrimiento refractario altera el flujo normal del material, y la formación de anillos de éste requiere de acciones especiales que provocan paradas eventuales del horno.

Por todo lo anterior, es necesario observar el proceso de quemado en el horno desde dos puntos de vista diferentes, para poder tener una idea más clara de los distintos comportamientos que se presentan durante el mismo:

- Primero, desde el aspecto práctico de la operación del horno por el operador del mismo, operándolo en control manual, y
- Segundo, desde el aspecto de la formación de mineral en el horno.

D.- CONTROL MANUAL DEL HORNO ROTATORIO.

La velocidad del horno nunca debe reducirse, a menos que sea necesario detener la carga; en tal caso, debe hacerse lo más rápido que sea posible, pues tal movimiento ocasiona que se aumente el tiro, que se reduce la rapidez del calentamiento en la zona de clinkerización y que aumenta la temperatura en el extremo de alimentación, lo que forzaría a reducir la velocidad del ventilador de tiro inducido y el suministro de combustible, (en caso de que se prolongue la duración de la disminución de velocidad), para evitar sobrecalentamiento del extremo de alimentación. Sucede lo contrario cuando se aumenta la velocidad del horno, recurso que no hay que utilizar para enfriarlo, a menos que se trate de una emergencia.

Al aumentar el tiro del horno se jalará mas exceso de aire, lo cual disminuirá la temperatura de la flama y tenderá a enfriar la zona de clinkerización. El aumento en el volumen de los gases producirá calentamiento en el extremo de alimentación, lo cual se traducirá en una pérdida del calor total debido a una mayor temperatura de los gases de salida del horno. La disminución del tiro produce el efecto contrario: reduce la transferencia de calor en el extremo de alimentación, aumenta la temperatura de la flama, y aumenta el calentamiento en la zona de clinkerización.

Nunca deben utilizarse los cambios de tiro para controlar el calentamiento en la zona de clinkerización; al contrario, el tiro debe mantenerse normalmente constante con un exceso de aire suficiente que permita pequeños cambios en el suministro de combustible con los cuales pueda aumentarse o disminuirse la intensidad de la flama a conveniencia. Esta es una práctica que muchos operadores prefieren para controlar el horno, pues piensan que haciendo los cambios rápidamente, es posible controlar la distribución de calor en ambos extremos del horno sin tener sobrecalentamientos.

Al calentar el horno después de un paro hay que controlar la temperatura del extremo de alimentación con el tiro, y la temperatura de la zona de clinkerización con el combustible. Debe mantenerse algo de exceso de aire, pues esto hace al horno más fácil de manejar, hasta que se hayan alcanzado la velocidad y la capacidad de producción.

La velocidad de operación se debe alcanzar antes de alimentar al horno con la caliza máxima, pues es mucho más fácil operarlo así: Nunca hay que aumentar la velocidad del horno al estar disminuyendo la temperatura del extremo de alimentación, sino al contrario.

Cuando la operación del horno se descontrola anormalmente (que "esté crudeando"), se podrá ayudar a corregirla disminuyendo la carga o el nivel de llenado, y una vez logrado esto, se restablece la carga gradualmente. También puede, según el caso, disminuirse un poco la velocidad dejando el nivel de carga anterior, esperar a romper el ciclo de descontrol, y recuperar luego gradualmente la velocidad de operación.

Hay que mantener la carga en la zona de clinkerización el tiempo suficiente para proteger el forro o contra del refractario, pero no hay que prolongarlo o disminuirlo porque el forro puede quemarse con el consecuente daño para el refractario, o puede engrosarse con el consecuente perjuicio para la transmisión de calor eficiente.

Siempre que sea posible hay que hacer solo un cambio a la vez en las condiciones de operación, de tal modo que pueda verse o determinarse su efecto total. Si no es así, hay que hacer todos los cambios necesarios -pequeños y con prontitud.

El cambio de temperatura en el aire secundario puede utilizarse para calentar o enfriar la zona de clinkerización, pero un cambio demasiado grande en esta variable puede tener un efecto nocivo en la formación del forro, al grado de que, si la temperatura del aire secundario es demasiado alta, puede evitar la formación del forro.

El comportamiento químico de la mezcla cruda, durante el proceso de quemado en el horno, tiene tres etapas: la primera sucede desde la temperatura ambiente hasta los 990°C, y en ella se forman el $\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3$ y algo de $2\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$; la segunda etapa, cuando el material se calienta hasta un rango de 1190 a 1285°C, produce la formación completa de $3\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3$, y de $2\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$ y de $4\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$, reacciones que, dependiendo de la composición de la mezcla cruda, ocurren mayormente en estado sólido, si la temperatura no excede de 1285°C; y la tercera etapa, cuando el material se calienta a más de 1285°C, se forma por completo el $3\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$; una parte del material está en estado líquido, y hay desprendimiento de calor (reacción exotérmica); el calentamiento rápido del material debido a este efec

to ocasiones que el clinker se comporte en esta sección del horno de manera similar a un material fluidizado, aumentando así la velocidad de transporte del mismo, la cual puede afectar la operación normal del horno.

CONTROL AUTOMÁTICO DEL HORNO ROTATORIO

El primer sistema de control automático computerizado para la operación del horno rotatorio apareció en una planta de California, E.E.U.U., en 1961, y se basaba tanto en un modelo matemático que se pensaba que se podía aplicar a cualquier instalación, donde los únicos cambios necesarios serían los requeridos por el tamaño físico del horno, como en un modelo adaptado basado en los requerimientos de combustible con relación a la mezcla cruda alimentada, mas un programa lógico para el control del sistema horno-enfriador. Se probaron ambos, y el que funcionó satisfactoriamente fué este sistema; desde entonces mucho se ha avanzado en la tecnología del control computerizado para la industria del cemento, de tal modo que en los tiempos actuales, específicamente para la operación de quemado de la mezcla cruda y desde el punto de vista del control del proceso, el precalentador de suspensión con o sin precalcificador, el horno rotatorio, y el enfriador de clinker, tienen que verse como un sistema de proceso en el cual los tres componentes influyen decisivamente entre sí, por lo que las cantidades, temperaturas, y presiones de gases y sólidos fluyendo a través del mismo, tienen que controlarse tan precisamente como sea posible.

Peró el control eficiente del proceso se dispone solamente de cinco subsistemas primarios, y derivadas de éstos hay también variables secundarias que, cuando se consideran como conjunto, no son de menor importancia. Los subsistemas primarios son:

- 1.- La cantidad de mezcla cruda alimentada al precalentador.
- 2.- El gasto de combustible al horno rotatorio.
- 3.- El calor recuperado del clinker, entrando al horno como aire secundario.
- 4.- Los volúmenes de gas saliendo del precalentador y del enfriador de clinker.
- 5.- Las revoluciones o la velocidad circunferencial del horno rotatorio.

Cuando se consideran los puntos 1 y 2, uno tiene que darse cuenta de que el tiempo de retención de la mezcla cruda en un precalentador de cua-

tro etapas de ciclones, que tiene una altura de alrededor de 50m. desde la entrada de material o la primera etapa hasta la entrada al horno, dura sola aproximadamente 25 segundos, tiempo en el cual la mezcla cruda se -- precalienta desde 50 hasta 800°C, y los gases de salida del horno ascenden y se enfrían desde 1100°C hasta 330°C. Cualquier cambio en la cantidad de mezcla cruda alimentada así como también en la cantidad de combustible suministrado, podría alterar seriamente el proceso de intercambio de calor, y la mezcla cruda podría entrar al horno más caliente o más -- fría, lo que a su vez afectaría negativamente la estabilidad del sistema.

Es importante saber que debido al corto tiempo de permanencia de la mezcla cruda dentro de los ciclones del precalentador de suspensión, éste sistema no puede estar influenciado por el control automático, a menos -- que esté equipado con un precalcinador. Los indicadores de presión y de temperatura solo sirven para mostrar el inicio de un atascamiento en los puntos de descarga de los ciclones, y para tomar las medidas correctivas necesarias.

Cubiertos los requisitos de preparación de la mezcla cruda y de suministro de la misma al horno, se puede alcanzar la calidad deseada del -- clinker controlando la temperatura de la zona de clinkerización, aunque -- normalmente se recurre a utilizar como parámetro de control la temperatura de entrada del material al horno para ajustar la cantidad de combustible, ya que esta medición es una mejor indicación de las condiciones térmicas del horno, que la misma temperatura de la zona de clinkerización, -- pues ésta se acciona en forma relativamente lenta a los posibles cambios de la cantidad de combustible, así como también a los de la temperatura -- del aire secundario.

El diagrama anexo muestra las funciones más importantes del programa de control automático trabajando bajo el principio de control adaptado para el sistema Precalentador-Horno Rotatorio-Enfriador.

La computadora de control del proceso calcula y controla las siguientes variables manipuladas:

- 1.- Punto de control para el controlador analógico subsecuente para estabilizar el aire del enfriador (SPC).
- 2.- Velocidad de las parrillas 1-3, del enfriador (DDC).
- 3.- Velocidad del horno (SPC).

- 4.- Cantidad de alimentación de mezcla cruda (SPC).
- 5.- Combustible en el quemador principal (SPC).
- 6.- Combustible en el quemador precalcinador (SPC).
- 7.- Posición de la persiana para controlar la cantidad de gases de escape (DDC "by-pass").
- 8.- Posición de la persiana para controlar la cantidad de gases de escape (by-pass).
- 9.- Punto de control de presión después del precalentador.

SPC = Control de Supervisión. La computadora fija el punto de control de un controlador analógico intermedio.

DDC = Control Digital Directo. La computadora mueve el operador de campo directamente.

El cálculo del punto de control depende de las siguientes variables de entrada al computador:

- Presiones de los compartimientos del enfriador.
- Temperaturas de las placas de la parrilla del enfriador.
- Velocidad de las parrillas del enfriador.
- Velocidad del horno.
- Demanda de potencia del motor del horno.
- Cantidad de alimentación al horno.
- Temperatura de la zona de clinkerización.
- Temperatura de entrada de material al horno.
- Temperatura del aire terciario.
- Temperaturas después del precalcinador (etapa 3 del precalentador).
- Temperaturas después del precalentador.
- Análisis de cal libre.
- Análisis de gases CO y O₂ a la entrada del horno, después del precalcinador y del precalentador.
- Volumen de gases en el ducto de "by-pass".
- Temperatura de los gases en el ducto de "by-pass".
- Volumen de aire terciario.
- Presión después del precalentador.
- Entradas digitales que muestran condiciones de los motores y descontrol del proceso.

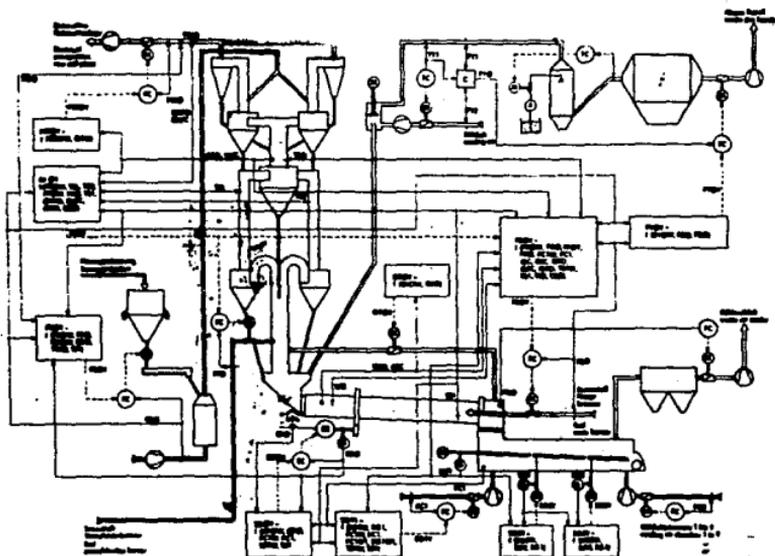


Fig. 2.26. Steuerungsprogramm arbeitend gemäß dem Prinzip der angepassten Kontrolle

Fig. 2.26. Kils control program working principle of adapted control

Konventioneller geschlossener Regelkreis

Durchfluß
Druck, Zug
Drehzahl, Geschwindigkeit
Temperatur
Antriebe

Abkürzungen:

Stromerzeugung
Führungsgröße F10
Rechnerausgangsvariable F10
Kühlluftmenge K10/Kammer 1
Kühlluftmenge K11/Kammer 2
Kühlluftmenge K12/Kammer 3
Kühlluftmenge K13/Kammer 4
Kühlluftmenge K14/Kammer 5
Kühlluftmenge K15/Kammer 6
Kühlluftmenge K16/Kammer 7
Kühlluftmenge K17/Kammer 8
Kühlluftmenge K18/Kammer 9
Brennstoffmenge Vorkammertrappe
Fährungsgröße F10
Rechnerausgangsvariable F10
Taktzeitabgabemenge
Führungsgröße F10
Rechnerausgangsvariable F10
Gasmenge Bypass
Rechnerausgangsvariable F10
Mischgasmenge Bypass
Kühlluftmenge Bypass
Kloppeigenschaften Tertiärluftleitung

XC

F

P

S

T

M

F10

F10V

F10V

FC1

FC2

FC3

FC4

FC5

FC6

FC7

FC8

FC9

F10

F10V

F10

F10V

F10

F10V

F10

F10V

F10

F10V

G10V

Konventioneller geschlossener Regelkreis

Flow
Pressure, Section
Speed, RPM
Temperature
Drives

Abkürzungen:

fuel flow high burner
computer variable F10
computer output F10
cooling air flow cooler compartment 1
cooling air flow cooler compartment 2
cooling air flow cooler compartment 3
cooling air flow cooler compartment 4
cooling air flow cooler compartment 5
cooling air flow cooler compartment 6
cooling air flow cooler compartment 7
cooling air flow cooler compartment 8
cooling air flow cooler compartment 9
fuel flow precalcining burner
computer variable F10
computer output F10
raw mix kiln load
computer variable F10
computer output F10
gas flow, bypass
computer output F10
gas flow, bypass
cooling air flow, bypass
desuper position tertiary air duct

2.7. W-S-K-Regelung

2.7. Preheater-Heiz-cooler control

Strom Chausserie	ILB	Amp. kiln drive
Druck Kalkfuhlsammern 1	PCI	undergate pressure, cooler comp. 1
Führungsgröße PC1	PCIW	setpoint variable PC1
2. Führungsgröße PC1	PCIW1	auxiliary setpoint variable PC1
Druck Chausserie	PLB	kiln head pressure
Druck hinter Vorwärmer	PWB	pressure after preheater
Barwertausgang PWB	PWBV	computer output PWB
Prozentgasinhalt Klinker	QB	free lime content of clinker
CO-Anteil Gas Chausserie	QIC	CO-content of gas at kiln inlet
O ₂ -Anteil Gas Chausserie	QIO	O ₂ -content of gas at kiln inlet
1. Führungsgröße QIO	QIOW	setpoint variable QIO
CO-Anteil Gas hinter Vorwärmer	QWC	CO-content of gas after preheater
O ₂ -Anteil Gas hinter Vorwärmer	QWO	O ₂ -content of gas after preheater
CO-Anteil Gas 4. Vorwärmer Stufe	Q3C	CO-content of gas, preheater stage 3
O ₂ -Anteil Gas 4. Vorwärmer Stufe	Q3O	O ₂ -content of gas, preheater stage 3
Führungsgröße Q3O	Q3OW	setpoint variable Q3O
Anteil Gas Bypass/Chausserie	BYB	rate of gas bypass/kiln inlet
Chausserie-Temperatur	TB	kiln inlet temperature
Sekundärlufttemperatur	TS1	burning zone temperature
Führungsgröße TS1	TS1W	setpoint variable TS1
Temperatur hinter Vorwärmer	TWB	temperature after preheater
Mischgastemperatur Bypass	TY1	temperature of gas mixture, bypass
Führungsgröße Temperatur Vorwärmer Stufe 2	T2W	setpoint variable, temperature preheater stage 2
Temperatur Vorwärmer Stufe 2 links	TL2	temperature preheater stage 2 left
Temperatur Vorwärmer Stufe 2 rechts	TR2	temperature preheater stage 2 right
Temperatur Vorwärmer Stufe 3	TL3	temperature preheater stage 3

Los puntos de referencia de algunos enlaces de control se calculan - basadas en entradas que se actualizan aritmética y lógicamente; otros se basan en mediciones condicionadas del proceso que se leen por la compu- - tadora a intervalos predeterminados, los cuales dependen del tiempo muer- to del proceso (el intervalo de lectura más pequeño es de 50 milisegundos para la demanda de potencia del motor del horno, y el ciclo de tiempo me- dio es de 5 segundos), que luego se sujetan al acondicionamiento de las - señales.

Una subrutina evalúa la magnitud de funciones de control tales como la temperatura, la velocidad del horno, y la demanda de potencia del mo- tor de éste, y clasifica las condiciones de operación del sistema preca- lentador-horno-enfriador, existentes en ese entonces, en tres fases de -- operación diferentes; si dichas condiciones cambian de una fase a otra, - el programa cambia los algoritmos, la magnitud, y la combinación de con- trol de aire primario y secundario a funciones de control en cascada.

Otra subrutina supervisa las condiciones de todas las entradas de -- los enlaces de control y, en casos de problemas de instrumentación, cam- bia sus funciones a los controladores de emergencia.

CANTIDAD DE MEZCLA CRUDA

Normalmente, el horno opera con un óptimo de aire de combustión. Pa- ra poder cumplir con las condiciones cambiantes, el ventilador del horno debe tener bastante reserva para mantener las condiciones negativas requ- ridas en la carátula del horno. Dado que la temperatura de la zona de -- clinkerización es muy importante para la calidad del clínker, debe fijar- se muy estrictamente el punto de control de la misma; al mismo tiempo, el contenido de oxígeno no debe caer abajo de ciertos límites, puesto que la cantidad de mezcla cruda alimentada al precalentador se optimiza con la - ayuda del contenido de oxígeno, de tal modo que, un aumento en el conteni- do de O_2 permite que se queme más combustible y, por lo tanto, que tamb- bién se tenga un mayor gasto de alimentación. La cantidad de mezcla cru- da alimentada al precalentador se controla por un pesómetro o por un me- diador de flujo de sólidos.

CANTIDAD DE COMBUSTIBLE

La computadora de control del proceso debe estar programada de tal - manera que la temperatura en la zona de clinkerización garantice siempre,

tanto como sea posible, la calidad correcta del clinker. También puede emplearse como variable de control la temperatura de la entrada de material al horno; ambas temperaturas se miden por un perimetro de radiación. Una variable adecuada de control, como guía a seguir, es el contenido de cal libre del clinker, determinado por pruebas de laboratorio.

La mezcla de combustible-aire debe tener la relación correcta de un componente al otro, puesto que una posible deficiencia de aire de combustible puede generar monóxido de carbono en los gases de salida de el horno, lo que puede provocar explosiones peligrosas en el precipitador electrostático. El punto de control de la cantidad de combustible se determina por los resultados de los análisis frecuentes de cal libre en el clinker, procurando mantener ésta ligeramente abajo del límite máximo tolerable (2.0%).

AIRE SECUNDARIO.

Esta es una variable que afecta grandemente a la combustión correcta, ala estabilidad de operación, y a la eficiencia térmica del proceso de clinkerización. Puesto que el enfriador de clinker es básicamente un recuperador de calor, el flujo de aire dentro del mismo, y la altura de la cama de clinker (enfriador de parrilla), tienen que estar cuidadosamente controlados para alcanzar una temperatura estable del aire secundario. En un enfriador de parrilla de 7 compartimientos de aire, -- por ejemplo, normalmente solo el aire de enfriamiento saliendo de los dos primeros compartimientos es el que se necesita como aire secundario, por lo que es recomendable tener controles automáticos de flujos de aire instalados en los cuatro primeros compartimientos para asegurar condiciones estables del flujo del mismo. Usualmente se utiliza la presión del primer compartimiento para controlar la velocidad de la primera parrilla reciprocante, ya que la corta longitud de aquél hace que reaccione rápidamente a los cambios de resistencia al paso del aire de la cama de clinker, cambiando así casi inmediatamente la velocidad de la parrilla, para asegurar la altura requerida de dicha cama. La velocidad de la segunda y tercera parrilla reciprocante se controla proporcionalmente a la de la primera parrilla. Los tres compartimientos restantes del enfriador se controlan manualmente, ajustando las pericias de cada ventilador mediante control remoto para el enfriamiento adecuado del clin-

ker.

La presión debajo de la parrilla de los dos primeros compartimientos del enfriador, que suministra el aire secundario al horno, puede utilizarse en un programa de computadora para estabilizar la temperatura del aire secundario. De este modo, el programa de la computadora toma en cuenta la velocidad del horno como una indicación de la cantidad de clínker descargado del mismo, usando este valor como señal de control de entrada de alimentación.

VOLUMENES DE GASES DE SALIDA DEL PRECALENTADOR Y DEL ENFRIADOR DE CLINKER.

El volumen de gases de salida del horno saliendo del precalentador se mide mediante una sección de ducto en forma de venturi; esta medición se usa para controlar la velocidad del ventilador de tipo inducido, el cual estabiliza el flujo de gases através del sistema precalentador-horno-enfriador. Un programa de la computadora calcula el volumen de gases; para este cálculo se utiliza el flujo de combustible como señal de entrada de alimentación, y el contenido de oxígeno como entrada de retroalimentación. El valor así calculado llega a ser el punto de control del en lace del venturi para el control de la velocidad del V.T.I., y si éste es de velocidad constante, entonces se controla la posición de las persianas.

Los gases de salida del precalentador se limpian ya sea en un colector de polvos de bolsas de fibra de vidrio o en un precipitador electrostático, los cuales normalmente están equipados también con ventiladores de velocidad variable. La presión negativa en el ducto entre el V.T.I. y el colector de polvo se mide por una celda diferencial de presión, y el punto de control de esta medición determina el aire de venteo del enfriador de clínker es desalojada mediante un ventilador extractor de velocidad variable, el cual recibe su punto de control partiendo de la presión negativa en la carátula del horno. Esta señal de medición (2 a 3 mm de columna de agua), es amortiguada para evitar fluctuaciones frecuentes de la velocidad del ventilador, que podrían a su vez afectar la estabilidad de la flama. Los valores controlados para el enfriador (presiones de los compartimientos, velocidad de las parrillas, volúme--

nes de aire de enfriamientos, y presiones negativas en la carátula del -
horno) se mantienen constantes mediante controladores analógicos, cuyos
puntos de control son parte del programa de la computadora.

REVOLUCIONES DEL HORNO ROTATORIO.

El flujo de material a través del horno se controla cambiando la ve-
locidad de rotación, y, generalmente, un programa computerizado para con-
trolar la operación del horno, considera las siguientes condiciones:
El buen control del horno se auxilia relacionando el aumento en la canti-
dad de alimentación con el aumento en la velocidad del horno, y ésta au-
menta también con los aumentos de temperatura medidos, y viceversa; la -
velocidad del horno se reduce a medida que disminuye la temperatura casi
máxima del material en el horno dentro de un rango predeterminado, mien-
tras que el gasto de combustible se mantiene substancialmente constante.

El gasto de combustible se aumenta a medida que la temperatura máxi-
ma medida del material en el horno disminuye dentro de un rango predeter-
minado, mientras que se mantiene constante la velocidad del horno. Si -
la temperatura de la zona de clinkerización cae debido a un desprendimien-
to del forro de clinker del refractario, la velocidad del horno se redu-
ce normalmente, la velocidad del horno está directamente conectada con -
la velocidad de mezcla cruda alimentada, y en este caso el gasto de ali-
mentación también se reduce para mantener el mismo nivel de material den-
tro del horno. Al utilizar la velocidad del horno para cumplir con con-
diciones anormales, como puede escribir un programa lógico para los si-
guientes casos:

- a) La temperatura de la zona de clinkerización disminuye bruscamente.
- b) La temperatura de la zona de clinkerización aumenta bruscamente.

En cada caso varía el comportamiento del horno y por lo tanto, el -
programa de control debe escribirse en consecuencia. Así pues; cuando la
temperatura disminuye, se reduce la velocidad del horno en pequeños pe-
sos y, si este procedimiento falla en dar el resultado deseado, entonces
se disminuye en mayor grado la velocidad del horno. Cuando aumenta la -
temperatura de la zona de clinkerización, se aumenta las revoluciones del
horno más rápido que lo normal, debido a que se ha recuperado el calor
en la zona de clinkerización. Si al aumentar la temperatura se ha alcan-

2.7. Proportion-derivative control

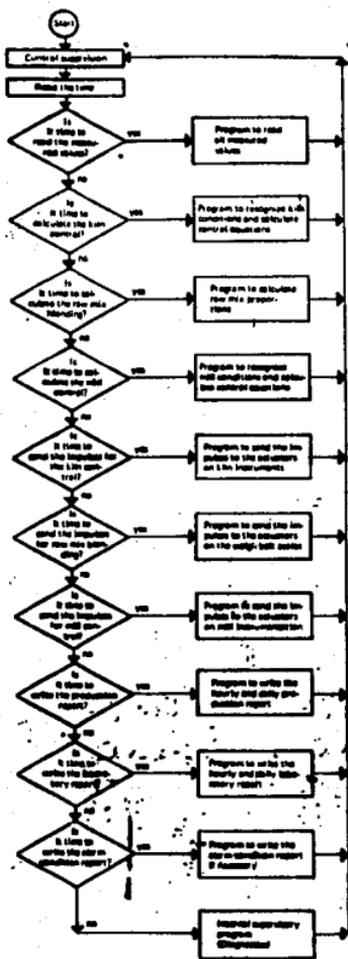


Fig. 2.27. Simplified flow chart for the process control computer for supervision of the execution

zado o se ha excedido el punto de control en un lapso de temperatura muy corto; entonces para evitar sobrecalentamientos nocivos, se reduce la cantidad de combustible.

Por otra parte, se puede escribir un programa de arranque para el encendido del horno rotatorio frío; este programa está basado en el tiempo y en la capacidad, sin embargo, la operación del horno es manual hasta que el primer clinker cae a la parrilla del enfriador. Para poder controlar el horno con instrumentos, uno debe tener primero valores medibles del aire secundario y de la temperatura de la zona de clinkerización, valores que normalmente se alcanzan a aproximadamente 25% de la capacidad del horno; después el horno se cambia al programa de arranque que lo lleve automáticamente al 100% de su capacidad. Después de alcanzar este punto, el horno se cambia automáticamente al programa normal de control, aunque no se haya utilizado el tiempo programado de arranque en toda su extensión, pero cuando el horno sí ha alcanzado su rendimiento o capacidad de diseño.

ESQUEMA DE CONTROL DEL HORNO.- DIAGRAMA DE FLUJO DE LA COMPUTADORA.

Los enlaces de control Precalentador-Horno-Enfriador son la base sobre la cual se construyen los programas de Control Digital Directo (C.D.C.) y de supervisión de la ejecución, que permiten a la computadora llevar a cabo su tarea de controlar el proceso. El arreglo del programa requiere la intervención del operador del cuarto de control solo en caso de operación deficiente de las máquinas o de la instrumentación.

La firma F. L. Smith & Co. de Dinamarca, desarrolló una lógica de control del horno que es muy similar a la del modelo de control adaptado, contraria al programa de control que se basa únicamente en un modelo matemático para el control del horno, al cual le llamó "Fuzzy Logic" (Deshilada).

Este programa de control del horno no requiere que los ingenieros de la planta sean matemáticos de alto nivel ni programadores especializados de computadoras; en el lenguaje del computador, el concepto de "Fuzzy Logic" se emplea para problemas tales que no puedan medirse exactamente, y para los cuales solo se cuenta con datos aproximados, como es el caso de la operación del horno. Este sistema de control apoyado por computador, utiliza las decisiones lógicas y rutinarias de un operador del horno experimentado en su toma de decisiones, y no constituye en nada un sustituto total de

este hombre, lo cual significa que:

La computadora emplea los mismos datos que están normalmente disponibles para el operador.

Las acciones de control automático se basan en una secuencia de decisiones lógicas que definen y reconocen la magnitud de las acciones correctivas con respecto a las condiciones del horno; la computadora acepta entradas que son parte de nuestro lenguaje diario, por ejemplo, O.K., está bien, alto, bajo, aumentale, etc., para calcular nuevas acciones de control.

El programa mismo está basado en la teoría de Zadel, de cantidades y algoritmos "Fuzzy" (deshilados).

Para llevar a cabo los cálculos "Fuzzy Logic", la computadora emplea los siguientes datos de entrada:

- 1.- Temperatura de la zona de clinkerización, BZT.
- 2.- Revoluciones del horno, que están sincronizadas con la cantidad de el mentación.
- 3.- Potencia de entrada del motor del horno.
- 4.- Cantidad de combustible.
- 5.- Presión negativa en la carátula del horno.
- 6.- Temperatura de los gases de salida del horno.
- 7.- Contenido de oxígeno de los gases de salida del horno.
- 8.- Volumen de aire primario.
- 9.- Contenido de cal libre del clinker.

Controlados como elementos primarios están:

- a.- La cantidad de combustible.
- b.- Presión negativa en la carátula del horno ajustando las presiones del VVI (o la velocidad).
- c.- Velocidad de rotación del horno.

El control de la velocidad del horno se basa en el comportamiento a largo plazo de la demanda de corriente del motor del mismo, así como también en el contenido de cal libre del clinker. Normalmente, la demanda de corriente del horno indica que la formación del clinker está cambiando, o, si el contenido de cal libre del clinker es normal, que el movimiento de mezcla cruda dentro del horno ha cambiado, comparado con el comportamiento normal del horno.

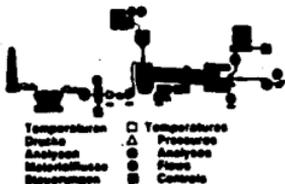


Fig. 2.29. Überwachungs- und Steuerungsteilen des „Fuzzy Logic“ Ofenkontroll-Programms

Fig. 2.29. Monitoring and control points according to the „Fuzzy Logic“ kiln control program

139

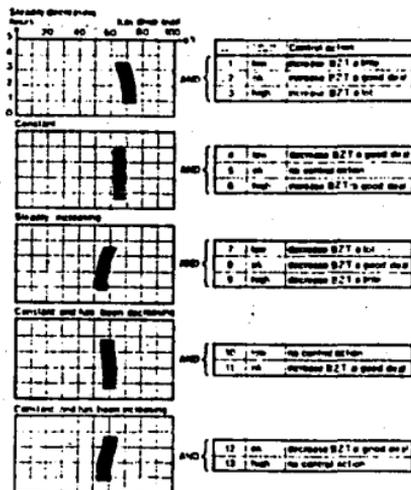
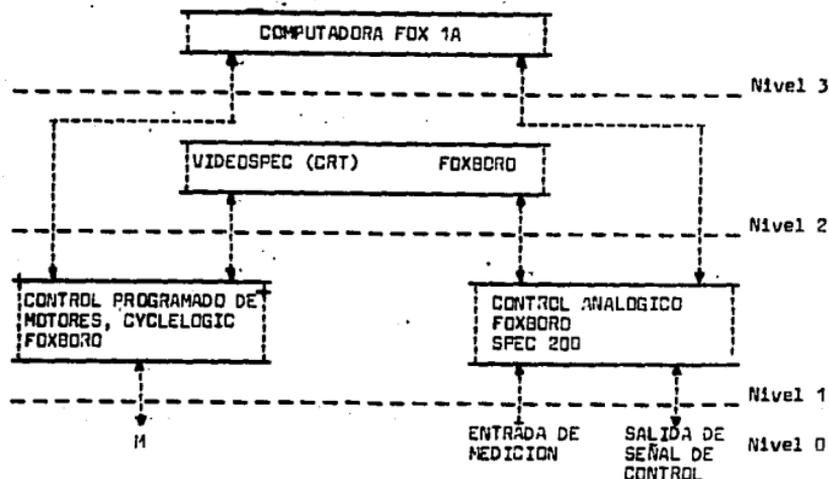


Fig. 2.30. Kiln control strategy according to the Fuzzy Logic kiln program

De acuerdo con las informaciones obtenidas de F.L. Smith & Co., para este sistema de control se empleó una minicomputadora, y se demostró a partir de la experiencia real que, estando este sistema basado en gran medida en un programa lógico de acciones de control similares a las de un operador experimentado, no solo funciona sino que va más allá: mejora el rendimiento y la calidad del clinker del horno rotatorio.

Actualmente, los sistemas de control automático computarizado se han hecho extensivos a la operación total de la fábrica de cemento, y los equipos e instrumentación para los mismos se han diseñado para trabajar en condiciones ambientales difíciles, típicas de la industria cementera, aplicando la filosofía del control jerárquico distributivo, consistente en separar el control en niveles, tal como se muestra en el siguiente diagrama esquemático del sistema FOXBORO:



El equipo del primer nivel de control (Spec 200 y Cyclelogic) fué especialmente desarrollado para condiciones ambientales pesadas. El Spec -- 200 substituye a los controladores analógicos comunmente conocidos sin sacrificar las características probadas de tales aparatos.

Aquí las funciones de control (Proporcional, Integral y Derivativa -- "PID") están montadas en tarjetas de computadora montadas en anaqueles.

Las indicaciones analógicas de los valores medidos se eliminan de las funciones de control; son voltímetros sencillos, montados en cubiertas de acero. La unidad llamada "Cyclologic" contiene todas las funciones de secuencias de arranque y bloqueos de motores. Permite cambios en estas funciones en cualquier momento, re-alambra el sistema o mediante la edición de relevadores. Este controlador programable está construido especialmente para la demanda de servicio de una fábrica de cemento, y el lenguaje de programación es un relevador de concepto escalonado, que puede aprenderse fácilmente por el electricista de la planta.

El "VIDEOSPEC" del segundo nivel es un tubo de rayos catódicos (CRT) que despliega las condiciones de los valores medidos así como también las de los controles de motores. Esta unidad se comunica directamente con el equipo del primer nivel. Los despliegues del CRT son muy confiables según se sabe de los tubos de imágenes de TV; además, representan un ahorro considerable comparado con los registradores de gráficas enrollables y otros aparatos de salida de las computadoras. Aun más, puede desplegarse una multitud de información al mismo tiempo para mejor información del operador.

El despliegue en el tubo de rayos catódicos puede estar solo en términos de ingeniería, o puede mostrar uno o varios enlaces de control en forma de diagrama de flujo sobre el cual aparecen los valores de ingeniería en forma actualizada constante.

La computadora de control del proceso en el tercer nivel también se comunica directamente con las unidades de control del primer nivel y supervisa y/o controla el proceso y los motores eléctricos, basada en un programa correspondiente. La computadora tiene un amplio rango de capacidades como por ejemplo: Control de la mezcla cruda basado en la evaluación de datos analíticos, cálculo de nuevos puntos de control para los departamentos de molienda y del horno, así como también el arreglo de datos estadísticos sobre la economía de la operación de la planta (energía y combustibles), y otros según se desee.

Recientemente se han desarrollado en la industria cementera un amplio rango de varios sistemas de automatización descentralizada que tienen inteligencia distribuida. Tales sistemas son en muchos casos tanto para funciones de medición y control, como para control y bloqueo de moto

res únicamente. Sin embargo, los sistemas estructurados jerárquicos que tienen inteligencia distribuida satisfacen actualmente todas estas funciones en el proceso de fabricación del cemento: control de motores con bloques de hasta 800 motores, y control del proceso teniendo de 300 a 400 -- enlaces de control y/o de medición.

Básicamente pues, la técnica de control de estructura jerárquica y de inteligencia distribuida comprende los siguientes niveles:

Nivel de Indicación y del operador.

Nivel del Computador.

Nivel de Coordinación y actuación,

y representa un ahorro de costos considerable en la construcción de una -- planta de cemento, como consecuencia de contar con un sistema estandarizado de transmisión de datos y costos de ingeniería más bajos.

CONCLUSIONES:

La operación de un horno rotatorio para la producción de clínker del cemento portland, aunque relativamente sencilla, ofrece detalles muy interesantes que la hacen atractiva.

La automatización completa de todas las variables a controlar no merece en nada la atención que un buen operador debe mantener siempre sobre su horno, menos aun en los tiempos actuales sin que las demandas de calidad y de productividad son mucho más exigentes. La práctica diaria y constante enriquece su experiencia, afina su vista, agudiza su oído, -- advierte lo que puede suceder en determinado momento después de una ligera falla imprevista, es decir, complementa la labor mecánica y anteriormente definida de los instrumentos y del equipo de control, así como de la maquinaria de producción, y, valiéndose de éstos, puede optimizar la operación.

El éxito, pues, de la operación de un horno rotatorio es función directa del conocimiento preciso que se tenga de las variables fundamentales a controlar, de la relación que existe entre éstas y la conservación del equipo, así como de la calidad y la cantidad del producto a obtener, todo ello, desde luego, encaminado a lograr la excelencia en los resultados.

B I B L I O G R A F I A :

- Cement Technology Course.
Blue Circle Group.
Stalford, England, 1976.
- Cement Data Book, Vol. 1, 2nd. Edition
Walter H. Duda
International Process engineering in the Cement Industry
Bauverlag, GmbH, 1977.
- International Cement Technical Conference.
Blue Circle-Humboldt Wedag KHD
Frankfurt, Alemania, 1979.
- Cement Manufacturer's Handbook.
Kurt E. Peray
Chemical Publishing Co., Inc.
New York, N.Y., 1979.
- Cement Data Book, Vol. 2
Walter H. Duda.
Bauverlag, GmbH, 1984.
- Información Técnica 2do. Seminario Equipos Fuller.
México, D.F., 1985.
- La Industria del Cemento y el Medio Ambiente.
Cámara Nacional del Cemento.
México, D.F., 1985.
- Anuario CANACEM 1987.
- Consumo de Energía en la Industria.
S.E.M.I.P. 1983.
- Ciments et Chaux, Nos. 810 y 814, 4/1990 y 8/9/1990.
- International Cement Revue.
England. September 1990.