

- Instituto Técnico de la Construcción y del Cemento -

618-25 EL HORNO VERTICAL (Conclusión)

(Der Schachtofen)

Wilhelm Anselm

- - -

h) Zona de reacción - tiempo de reacción.

En el horno vertical se pueden distinguir 2 zonas, una de reacción (de la boca del horno a la zona de sinterización) y otra de enfriamiento (desde la zona de sinterización hasta la salida del horno). A lo largo del período de evolución del horno vertical, estas zonas se han desplazado mucho (véase la figura 3 del nº 38 de este Boletín, así como la figura 12 del nº 41).

Cuando se trata de fijar la altura de los hornos modernos de gran rendimiento, hay que partir única y exclusivamente de la zona de enfriamiento necesaria, cuya altura parece que debe prolongarse en la actualidad en relación con los hornos antiguos. Por esta razón, sólo puede pasarse a hornos verticales cortos reduciendo a la mitad la altura de la zona de enfriamiento (por ejemplo, de 8 a 4 m) y acoplando un enfriador especial, como ya he indicado (3). Pero la actual zona de enfriamiento funcionará tan bien, y el acceso de aire resulta tan sencillo sin entrada de aire secundario, que quizá no valga la pena aumentar más la altura del horno.

El estudio de la región comprendida entre la boca del horno y la zona de clinkerización (zona de reacción), que no com-

prende más que de 0,8 a 1,5 m de los 9 a 10 m de altura total del horno, constituye el problema principal que plantea el moderno horno vertical.

P. Rosin y H.R. Kayser (16) informan detalladamente sobre las magnitudes características de lechos granulares, a base de ensayos realizados con modelos reducidos en los que se ha empleado sal y carbón; de un modo análogo, se puede sacar partido de estos datos para nuestras consideraciones sobre el horno vertical. Se ha insistido ya anteriormente en que la altura de los nódulos debe ser igual al diámetro de los mismos. Los dos investigadores citados aportan en este sentido los ensayos de la fig. 2a, que pone de manifiesto el aumento de la velocidad de reacción con un tiempo de reacción creciente para distintas relaciones altura/diámetro ($\frac{H}{D}$). Corresponden, por tanto, las condiciones más favorables a nódulos cúbicos o cilíndricos de relación $\frac{H}{D} = 1$; se consiguen así las condiciones óptimas de reacción en lo que se refiere al régimen de corriente y a la eliminación de torbellinos, cosa que no se había tenido en cuenta hasta ahora, cuando se utilizaban las prensas de extrusión o de briquetas. Pero es menester tener presente además que, de acuerdo con estos ensayos en escala reducida, no existe diferencia fundamental alguna entre los nódulos de forma geométrica sencilla y los de forma irregular (tornillo sin fin de mezclado), en lo que se refiere a la marcha de la reacción. Sin embargo, el tiempo de reacción es más corto con nódulos de forma irregular que con los de forma sencilla y de superficie lisa. Por consiguiente, es correcto fabricar nódulos irregulares -si bien con una determinada uniformidad en lo que respecta a las dimensiones principales-, de superficie desigual y rugosa, como los que se vienen produciendo hasta ahora en el tornillo sin fin de mezclado. Los nódulos prensados resultan demasiado regulares y ter

sos. La fig. 2b indica la marcha de la reacción en función de la relación entre los tamaños de grano mínimo y máximo (S). Se observa que los granos finos (carbón) experimentan una combustión demasiado rápida, lo que constituye una razón más en favor de la separación de los menudos finos por debajo de 3 mm en el horno vertical. Se precisa en éste una zona de cocción y de sinterización corta; si el tamaño de grano del combustible empleado varía mucho, se prolonga la longitud de dicha zona. Sin embargo, la marcha de las curvas de la fig. 2b no indica tiempos de combustión más cortos o más largos. La fig. 2c da el tiempo de reacción en función del tamaño medio de grano y de la relación entre el grano más pequeño y el mayor, para una velocidad de los gases constante; un grano comprendido entre 8 y 10 mm (S = 0,8) sólo necesita el 7% del tiempo que un grano de 5-13 mm (S = 0,38), aunque el tamaño medio de grano es igual en ambos casos. En el caso del horno vertical se trabaja con velocidades mayores, que son necesarias para una cocción rápida y que sólo pueden conseguirse para un valor mayor de la relación S, de modo que las conclusiones de los autores sólo son válidas para una velocidad igual. Estas consideraciones son aplicables al combustible, pero no al tamaño de grano de los nódulos.

Cuanto peor es la granulometría del combustible, tanto mayores son los tiempos de reacción que resultan.

Rosin y Kayser, basándose en sus ensayos en escala reducida, dan la siguiente fórmula para calcular el tiempo de combustión, Z, en segundos, para un lecho granular de altura constante:

$$Z = C_z \frac{D^{1,4}}{w^{0,6}}$$

donde:

D_2 = Tamaño máximo de grano (anchura de malla)

w = Velocidad media de los gases (delante de la parrilla)

C_z = Constante que corresponde a las restantes variables, como factor de forma, rugosidad de la superficie, temperatura, etc.

Se echa de ver sobre todo la influencia de una mayor velocidad de reacción en la masa granular, debida a la disminución de la sección correspondiente al volumen de huecos. Resulta también de aquí que el tiempo de reacción en una masa granular es - por lo menos un 50% menor que cuando se trata de un cuerpo único, lo cual debe tenerse presente en lo que concierne a los tiempos de calefacción. También es interesante la observación de que la superficie libre de parrilla, en igualdad de masa granular y de velocidad, no da lugar a modificación alguna del tiempo de reacción, al variar entre los límites del 9 y el 24%. Según parece, cuando la superficie libre de parrilla es pequeña, compensa la mayor velocidad la peor distribución que sobre la superficie de los cuerpos resulta, lo cual también merece tenerse en cuenta en la parrilla del horno vertical.

De acuerdo con los estudios de estos dos investigadores, existe, en lo que se refiere al régimen de los gases, una velocidad límite, independiente de la altura del lecho granular, - pero que es función del peso aparente de los gránulos; por encima de esta velocidad límite, la carga granular se hace inestable, esto es, tiende a "flotar", se forman canales y huecos y con ello se dificulta una buena transmisión térmica entre los granos. La fig. 2d presenta los resultados, según los cuales en el horno ver

tical de gran rendimiento, con $v_{OF} = 1$ m/seg en la boca, existe un tamaño mínimo de grano (peso aparente de los gránulos = 2,1). Aunque no se puede pasar directamente a las condiciones existentes en la boca del horno vertical (las condiciones de presión son distintas), debe tenerse en cuenta que no se debe emplear un tamaño de grano que esté muy por debajo de 3 mm.

Resulta por otra parte que el tiempo de reacción en una masa granular en reposo es sólo aproximadamente la mitad que en suspensión; precisamente aquí radica la gran diferencia que se observa en la apreciación de los dos procedimientos: parri-lla y hogar en suspensión, en igualdad de tamaño de grano.

Por consiguiente, el tamaño de grano de los nódulos, y del combustible, así como la relación entre los granos de tamaño mínimo y máximo, son de una importancia decisiva para fijar la altura de la zona de reacción.

La fig. 3 resuelve concretamente la cuestión de la altura de la zona de reacción en función del tamaño de grano del material de alimentación del horno. Con esto podemos fijar también la altura del ensanchamiento, teniendo en cuenta un ángulo admisible en la porción cónica, y la presión de aire necesaria. La curva 1 de la fig. 3 indica los valores obtenidos en estas investigaciones. La curva 1a da la altura de la zona de reacción en función del tamaño de grano del material de alimentación. Se observa una coincidencia aproximada en el régimen turbulento, en igualdad de condiciones; la curva 1 queda por encima de la curva de proporcionalidad 1a, porque en la cocción del cemento nos encontramos con un proceso de sinterización. Para tamaños de grano mayores, en el dominio de la zona de cocción y del régimen la

minar, la curva 1 ya no experimenta un aumento fuerte. Queda de manifiesto de este modo la influencia del tamaño de grano del material de alimentación, que, como ya ha quedado dicho, tiene probablemente un límite inferior de 2-3 mm. En consecuencia, a la cinta de sinterización, con un tamaño medio de grano de 1,5 a 2 mm le corresponde una zona de reacción de 0,2 m de altura; sin embargo, en este caso no tiene importancia el tamaño límite de grano, porque se procede por aspiración. Naturalmente, el consumo de calor disminuye de un modo paralelo con el acortamiento de la zona de reacción.

De acuerdo con mis experiencias, las curvas 3a y 3b dan los tamaños de grano, máximo y mínimo, del combustible, que deben aplicarse, en función de la curva 1, o sea, del tamaño de grano del material con que se alimenta el horno.

La curva 4 reproduce la expresión propuesta por Gumz (17) para la altura relativa del lecho de material; esta curva es análoga a la correspondiente a la combustión del carbón sobre la parrilla. Esto constituye otra demostración de que los valores introducidos en el cálculo son correctos.

La curva 5 es la recíproca de la 1 e indica la altura de la zona de enfriamiento; se observa una fuerte pendiente para materiales de pequeño tamaño de grano, lo cual confirma la explicación dada anteriormente sobre la elevación de la zona de enfriamiento.

La curva 2, correspondiente a una combustión rápida, da la altura (media) de la zona de sinterización propiamente dicha; en la cinta de sinterización esta altura es de 20-30 mm.

Se puede calcular ahora el tiempo de reacción R en mi

mentos necesario para el secado, la calcinación y la sinterización (sin contar el enfriamiento); los valores correspondientes vienen dados en la fig. 4. La curva 1 pone de manifiesto otra vez la marcha típica: régimen laminar - régimen intermedio - régimen turbulento, en función de la velocidad de los gases v_{OL} . Se observa también la rápida disminución del tiempo de reacción para valores altos de v_{OL} , siendo los valores más recientes inferiores a 30 minutos. La curva 2 ($v_{OF} - R$) en realidad debería ser una recta, pero en ella se reflejan las diferencias que experimenta la relación - tamaño mínimo de grano/tamaño máximo de grano. Los valores correspondientes a la cinta de sinterización, que serían inferiores a - 10 minutos, no se han conseguido todavía.

En la fig. 5 se da R en función del tamaño medio de grano de los nódulos en comparación con valores ya conocidos; también en este caso se obtiene una ordenación consecuente de los valores en las curvas 1 a 4; igualmente resulta consecuente la compara - ción de las curvas 1, 2 y 3, considerando la relación tamaño minimo de grano/tamaño máximo de grano, como ya indicaban los valores de Rosin y Kaysor (curvas 6-9 de la fig. 5, tomada de la fig. 2c). La línea media 4 expresa una dependencia lineal de R con el tama - ño de grano del material de alimentación A; R disminuye con A de acuerdo con la Tabla 18.

Por consiguiente, cuando A se reduce a la mitad, R dis - minuye de 1 a 0,4. Se trata del mismo resultado que se obtiene en la combustión de carbón pulverizado (curva 32, a otra escala).

Para el secado exclusivamente, la curva 33 indica una relación de 2:0,5. Se ve claramente en este caso la intensidad con que disminuye el tiempo al decrecer el tamaño de grano del mate - rial de alimentación. Comparando con la región 31 (combustión de

TABLA ACLARATORIA DE LA FIGURA 5

Tiempo medio de reacción en función del tamaño medio de grano

Horno	Tiempo de reacción	S	$\frac{v_{oL}}{w}$ /seg	Observador
1 Horno vertical de cemento	Hasta sinterización	0,33	$0,74 \frac{g}{cm^3}$	Anselm
2 Horno vertical de cemento	Hasta sinterización	0,84		Anselm
3 Horno vertical de cemento	Hasta sinterización	0,10		Anselm
4 Horno vertical de cemento	Curva media 1-3	-	$0,57 \frac{g}{cm^3}$	Anselm
5 Horno vertical de cemento	Curva media 1-3, pero hasta enfriamiento	-		Anselm
6 Lecho poroso de sal		0,25		Rosin-Kayser VDI 75 (1931) 26,849-57
7 Lecho poroso de sal		0,38		Rosin-Kayser VDI 75 (1931) 26,849-57
8 Lecho poroso de sal		0,60		Rosin-Kayser VDI 75 (1931) 26,849-57
9 Lecho poroso de sal		0,84		Rosin-Kayser VDI 75 (1931) 26,849-57
10 Gránulos, horno de incandescencia	Hasta sinterización (1400)	1,00		Anselm
11 Gránulos, horno de incandescencia	Hasta sinterización (1200)	1,00		Lellep, Tesis doctoral, Brunswick, 1930
12 Horno vertical de cal	Calcinación y enfriamiento			Block, Das Kalkbrennen, Leipzig, 1924
13 Horno vertical de cal	Hasta calcinación (1200°)			Block, Das Kalkbrennen, Leipzig, 1924
14 Horno de incandescencia de cal	1150°	0,5 - 0,7		Fábrica de cemento de Hoiersdorf
15 Horno vertical de cal	Hasta calcinación (1150°)			Furnas, Ind. Eng. Chem., 23. Mayo 1931, p.535
16 Horno de incandescencia de dolomita	800°	0 - 1 mm		Dr. Wuhrer, Comunicación privada
17 Horno de incandescencia de dolomita	850°	0 - 1 mm		Dr. Wuhrer, Comunicación privada
18 Piedra caliza	800°	0 - 1 mm		Dr. Wuhrer, Comunicación privada
19 Horno vertical de cal	Calcinación y enfriamiento (1200°)		0,38	Azbe, Rock Products, Oct. 1945

TABLA ACLARATORIA DE LA FIGURA 5

Tiempo medio de reacción en función del tamaño medio de grano

(Continuación)

Horno	Tiempo de reacción	S	Vol m/seg	Observador
20 Horno vertical de cal	Calcinación y enfriamiento (1200°)		0,28	Azbe, Rock Products, Oct. 1945
21 Horno vertical de cal	Calcinación y enfriamiento (1200°)		0,19	Azbe, Rock Products, Oct. 1945
22 Horno vertical de cal	Calcinación y enfriamiento (1200°)		0,095	Azbe, Rock Products, Oct. 1945
23 Horno vertical de cal	Calcinación y enfriamiento (1000°)		0,38	Azbe, Rock Products, Oct. 1945
24 Horno vertical de cal	Calcinación y enfriamiento (1000°)		0,28	Azbe, Rock Products, Oct. 1945
25 Horno vertical de cal	Calcinación y enfriamiento (1000°)		0,19	Azbe, Rock Products, Oct. 1945
26 Horno vertical de cal	Calcinación y enfriamiento (1000°)		0,095	Azbe, Rock Products, Oct. 1945
27a Horno vertical de cal	Calcinación (1100°)			Knibbs, Rock Products, Mayo 1941, p. 299
27b Horno vertical de cal	Calcinación (1200°)			Knibbs, Rock Products, Mayo 1941, p. 299
27c Horno vertical de cal	Calcinación (1300°)			Knibbs, Rock Products, Mayo 1941, p. 299
28 Parrilla Lepol	Secado y calcinación parcial (1000°)	0,1	0,25-0,35	Anselm

TABLA ACLARATORIA DE LA FIGURA 5

Tiempo medio de reacción en función del tamaño medio de grano

(Continuación)

Horno	Tiempo de reacción	S	Vol m/seg	Observador
29 Cinta de sinterización	Hasta sinterización (1550°)	0,1	0,5	Anselm
30 Cinta de sinterización	Sinterización y enfriamiento	0,1	0,5	Anselm
31 Antracita	Combustión			Fuel and Comb. Handbook, 1951, p. 358
32 Carbón	Combustión (diversos investigadores)			Trinks, Ind. Furnaces, 1947, p. 113, Vol. II
33a Carbón	Secado			Fuel and Comb. Handbook, p. 557
33b Carbón	Secado (a otra escala)			Fuel and Comb. Handbook, p. 557

Observaciones:

- 1-4 Resultados procedentes de hornos verticales de cemento de distintos rendimientos, hasta la reacción de clinkerización.
- 5 Resultados procedentes de hornos verticales de cemento de distintos rendimientos, hasta la reacción de clinkerización, pero incluido el enfriamiento.
- 6-9 Abertura media de malla, tiempos de reacción para una misma velocidad de los gases; válido también para el carbón.
- 10-11 Gránulos de crudo molido de cemento, entrada en un horno de incandescencia con ligero contacto.
- 12-13 S desconocida, se supone superior a 0,5
- 14 Trozos de caliza con un 97% de CaCO₃.
- 15 Únicamente tiempo de calcinación (horno de manga)
- 16-18 Horno de incandescencia con inyección de aire (cocción en suspensión). Tiempo hasta calcinación total.
- 19-26 Se ha tomado el tamaño mínimo de grano.
- 27abc Tiempo real de calcinación en horno vertical calentado por gas, tamaño mínimo de grano.

Tabla 18

Tiempo de reacción, R, en función del tamaño de grano del material de alimentación del horno, A

A		R
200 mm a	100 mm	2 : 0,83
100	50	2 : 0,86
50	25	2 : 0,83
25	12,5	2 : 0,8
12,5	6,25	2 : 0,8

la antracita), se observa el enorme rendimiento del horno vertical de cemento (nódulos de crudo con un 10% de combustible incorporado) frente a la combustión de antracita pura de buen poder calorífico sobre la parrilla, circunstancia que ya hemos indicado anteriormente.

También son notablemente buenos los valores de Azbe - (curvas 19 a 26) para diversas velocidades de los gases y sobre todo los de Block (más antiguos, curvas 12 y 13) para la cocción de la cal; asimismo son excelentes los valores de Kibbs (curvas 27a-c).

Los valores 16 a 18, referentes a la cocción en estado de suspensión, demuestran que en este caso se precisan tiempos de reacción más largos, porque los gránulos no están en contacto entre sí y no existe una buena transmisión de calor. Gumz (10) ha llamado especialmente la atención sobre el hecho de que, en general, en los procesos de "fluidización" u hogares en suspensión,

se sobreestima el aumento de superficie obtenido al disminuir el tamaño de grano, ya que entonces tiene un límite la velocidad de reacción entre las partículas y el gas que las mantiene en suspensión, a pesar de que la superficie de transmisión térmica es ciertamente bastante grande. Sin embargo, está fuera de duda que, cuando se calientan los nódulos en suspensión, la pérdida de carga permanece prácticamente constante al aumentar la velocidad de los gases, y es mucho menor que en un lecho granular en reposo. Además, en este caso se puede trabajar con tamaños de grano menores. Esto se desprende también de la fig. 5. Esta figura, con sus resultados, es de poder demostrativo en lo que se refiere a las teorías y suposiciones que constituyen la base de este trabajo.

La región correspondiente a la parrilla Lepol (28) que da un poco por encima de la curva de secado, porque en este caso se produce además una calcinación parcial.

La cinta de sinterización ocupa una posición (zona 29) que es aproximadamente la prolongación de la curva media de los hornos verticales de cemento.

La curva 5 indica el tiempo total, incluido el enfriamiento, en el horno vertical y explica simultáneamente el crecimiento del tiempo de enfriamiento (altura de la zona correspondiente) en comparación con el tiempo de reacción propiamente dicho; el tiempo de enfriamiento aumenta al disminuir el tamaño de grano, es decir, al cocer más rápidamente con un pequeño consumo de calor.

La determinación del tiempo de reacción permite también realizar estudios comparativos en hornos pequeños de laboratorio.

i) Pérdida de carga en lechos porosos.

A continuación, se hace una nueva crítica de los resultados referentes a la resistencia opuesta al paso de los gases y a la pérdida de carga, en relación con los trabajos de Fehling - (18) y Barth (19), sin entrar aquí a explicar en detalle las fórmulas utilizadas.

Los valiosos trabajos de Fehling se basan en ensayos - en escala reducida, que han permitido una formulación matemática de la siguiente forma:

$$\Delta p = \Psi_K \frac{v^2}{2g} \gamma \cdot \frac{h}{d_m} \cdot C \left(\frac{V_{max}}{V} \right)^4 \quad [Kg/m^2]$$

La expresión $\Psi_K \frac{v^2}{2g} \gamma$ representa la resistencia que ofrece el material en cuestión, y el resto de los factores corresponde al influjo de la altura del lecho, del diámetro de los granos y del volumen de huecos. Queda patente la influencia de v^2 y de $\frac{h}{d_m}$, para los cuales hemos dado anteriormente valores obtenidos en el estudio de los hornos verticales de cemento, pero destaca sobre todo la importancia del volumen de huecos, que figura en el cálculo elevado a la 4ª potencia.

Ahora bien, Barth hace notar que no se puede partir del diámetro de los granos del material de relleno para calcular la pérdida de carga, sino que ésta viene determinada fundamentalmente por la forma y magnitud de los huecos intersticiales, estas magnitudes son más importantes que las del material de relleno a efectos fluidodinámicos, de suerte que es preciso referir también el número de Reynolds al volumen de huecos.

La fórmula que obtiene el autor a partir de estas consideraciones, teniendo en cuenta también los resultados de otros investigadores, es la siguiente:

$$f = \frac{16\alpha}{150} \cdot \frac{(1-f)}{f^2} \cdot \frac{v}{2g} \cdot \gamma_g \frac{h_k}{h_k}$$

$$\alpha = \psi(R_e)$$

$$R_e = 0,6 \frac{\gamma_k v}{(1-f) \nu K}$$

Donde:

$\frac{16}{150}$ = Valores numéricos escogidos de modo que α y R_e resulten idénticos a las relaciones utilizadas en la bibliografía para el caso de un lecho poroso constituido por esferas con $f = 0,4$

$v = \frac{G}{\gamma_g \cdot F}$ = Velocidad media de los gases referida a la sección su puesta libre.

F = Sección de la columna de relleno.

G = Peso del gas en circulación [Kg/seg]

γ_g = Peso aparente del medio circulante [Kg/seg]

h = Altura del lecho en m.

k = Factor de forma (esfera = 1), generalmente 1,3 para lechos de carbón, minerales y cok. K indica cuántas veces mayor es la superficie del material de relleno que la de una esfera del mismo volumen.

d_k = Diámetro de una esfera de volumen igual al material de relleno.

- γ = Viscosidad cinemática [m^2/seg]
Ensayos 1 a 7 = $609 - 66 \times 10^6$
- g = Aceleración de la gravedad [m/seg^2]
- f = Volumen de huecos referido al volumen total.

Se observa ya la introducción del radio hidráulico intersticial, gracias a la cual resultan valores relativamente iguales a los de Fehling, aunque mayores en lo que se refiere a α y menores respecto al Re. Por consiguiente, la introducción de v^2 es únicamente válida para la zona de transición y para el régimen turbulento, ya que, como hemos demostrado anteriormente a partir de medidas experimentales, en el régimen laminar debe sustituirse v .

Ahora es preciso calcular el peso específico γ , la viscosidad dinámica η y la viscosidad cinemática ν de los humos en el horno de cemento; el resultado viene expresado en la fig. 6.

Los resultados de este cálculo, partiendo de la pérdida de carga conocida en los ensayos 1 a 7, dan los valores de α (coeficiente de resistencia) en función del número de Reynolds (fig. 7), en comparación con los valores ya conocidos en la bibliografía, como indica la fig. 1 del trabajo de Barth.

El resultado es sorprendente en cuanto que los valores 1 y 2 (régimen laminar) presentan una marcha aproximadamente correcta, pero entonces disminuye el número de Reynolds.

Probablemente, no es correcto prolongar hacia abajo el trazado de los distintos puntos aislados calculados para α , sino que se debe pensar más bien en desplazar hacia abajo toda la curva a a d. La rugosidad de estos pequeños diámetros hidráulicos -

debe representar un papel decisivo, que de momento no podemos - apreciar todavía, pero se piensa involuntariamente en un mecanismo análogo al indicado por Nikuradse y Prandtl en sus "Coeficientes de resistencia para distintas rugosidades".

El Chemical Engineers' Handbook (20) incluye un cálculo, debido a Carman, análogo al de Barth (19). Transformando la notación, pero conservando las unidades americanas, resulta prácticamente la misma fórmula:

$$p = \frac{0.075(1-f) \cdot v^2 \cdot \gamma_s \cdot l}{\rho \cdot K \cdot d_K}$$

$$N_{Re} = \frac{K \cdot d_K \cdot v_c \cdot \gamma}{0.075(1-f) \cdot v}$$

Se observan ciertas diferencias, sobre todo en la posición en - que se incluye el factor de forma, K, pero la fórmula indica las mismas consideraciones que ha tenido en cuenta Barth.

Las curvas e y f de la fig. 7 dan los mismos valores - que los obtenidos por Barth en función del Re (Nótese que la escala es distinta). Al ser transformadas las curvas e y f se sitúan junto a a y d.

Por consiguiente, solamente puede buscarse la razón de las diferencias observadas en una intensa modificación del diámetro y del volumen de huecos; esta variación es ciertamente mucho mayor que en los casos estudiados hasta el presente, en los cuales el volumen de huecos era del 40% e incluso superior. Probablemente, la sinterización de los gránulos da lugar a modificaciones en la forma de los huecos intersticiales, en el régimen de - corriente y en las superficies de contacto.

Sin embargo, el cálculo permite una mayor claridad en cuanto a la aplicación de la fórmula, que está justificada hasta cierto punto, puesto que en ella están incluidos todos los factores variables. Es posible que los resultados obtenidos proporcionen una orientación para las investigaciones futuras. Es probable que, en estos pequeños diámetros hidráulicos, se pase de nuevo del régimen turbulento o de transición al laminar.

k) Consumo de calor.

Dado que la tendencia fundamental de este trabajo está orientada a señalar las posibilidades de economizar combustible y energía, vamos a dar para terminar un resumen de los valores obtenidos. Sin repetir cosas conocidas, vamos a insistir con más detalle sobre los puntos de mayor importancia.

La Tabla 19 pone de manifiesto cómo ha evolucionado el consumo de calor desde 1500 a 900 Kcal/kg de clinker, del ensayo 2 al 7. Los cuatro factores fundamentales son: las pérdidas en los gases de escape, que han disminuido desde 415 hasta 152 Kcal haciendo descender la temperatura de dichos gases; siguen las pérdidas por residuos sin quemar y por CO, que han pasado de 340 a 77 Kcal, y las pérdidas por radiación, que se han reducido de 90 a 11 Kcal, por elevación y ensanchamiento de la zona de sinterización.

La fig. 8 indica las pérdidas por radiación en comparación con otros valores conocidos.

La fig. 9 repite gráficamente los valores de la Tabla 19. Con 900 Kcal se habrá llegado al límite extremo de lo que puede conseguirse en un horno vertical de cemento, en su forma sencilla. Valores más bajos sólo pueden conseguirse por medio

Tabla 19

Balance térmico en Kcal/Kg de clinker para un contenido de volátiles del combustible sólido del 3%

	1	2	3	4	5 Media	6 Max.	7 Evolución
Cocción del cemento	420	430	433	433	434	435	437
Evaporación del agua	125	130	140	155	165	165	165
Calor perdido por el clinker	50	90	77	62	50	50	48
Pérdidas en los humos	70	415	292	248	181	165	152
Residuo sin quemar	115	100	83	68	50	25	20
Pérdidas por CO	200	240	220	190	139	86	57
Radiación	120	90	50	36	21	1	11
Resto (pérdidas de calor en los polvos)		5	5	8	10	10	10
Total	1100	1500	1300	1200	1050	950	900
T. de los gases (sin aire secundario) °C	135	525	425	380	300	290	274
T. del clinker	250	450	400	350	275	250	250
Tm. diarias	20	45	80	115	165	190	220
Cantidad de humos (en Nm ³ /Kg de clinker)	1,84	2,31	2,07	1,96	1,82	1,7	1,66
	Tiro natural	Tiro artificial					
Rendimiento v%	38	29	33	36	41	46	49

de aparatos suplementarios. Si se pudiesen eliminar totalmente - los residuos sin quemar y el CO, cosa que no sucederá, se podrían alcanzar los 800 Kcal. Enriqueciendo con oxígeno el aire de combustión puede llegarse hasta las 760 Kcal (11).

En consecuencia, puede considerarse como totalmente satisfactorio lo ya conseguido, tanto más cuanto que se ha mejorado también la calidad notablemente.

Ahora bien, ¿Cual es el rendimiento térmico de los hornos verticales en comparación con otros hogares?.

La fig. 10 da el rendimiento y el consumo de calor de - los distintos tipos de hornos de cemento. Este diagrama procede de una representación análoga recientemente publicada por Azbe (21), quien deseaba demostrar que los fabricantes de cemento tienen aún que aprender de los fabricantes de cal, que han conseguido mejores rendimientos -se ha alcanzado el 77,5%, en comparación con los - rendimientos alcanzados en el cemento, que con del orden del 48%.

Tiene razón Azbe al insistir en que al comparar los rendimientos deben referirse todos los valores al estado seco, y que no se obtienen rendimientos superiores por inclusión de la evaporación de agua. Por esta razón, en los cálculos alemanes se opera siempre con el rendimiento del procedimiento η_v y no con el rendimiento del horno η_c , véase Anselm (6).

La fig. 10 expresa gráficamente esta comparación, refiriéndose exclusivamente la curva trazada a η_v , para los distintos procedimientos, vía húmeda, vía seca o semi-húmeda (6).

Se comprueba que el consumo de 900 Kcal/Kg de clinker o de cal, se ha conseguido en el horno vertical de cemento y en el horno Lepol, así como en el horno vertical de cal. Ahora bien, el

rendimiento en el horno vertical de cemento es del 49% y, en el de cal, del 77,5%. En el horno de cemento no se puede conseguir nunca un rendimiento del 77,5%, pues entonces el consumo de calor sería de 565 Kcal, distribuido del siguiente modo:

Cocción teórica del cemento	440	Kcal/Kg de clinker
Calor perdido por el clinker	15	
Agua de hidratación	15	
Radiación	10	
Humos	85	
		(180° sin aire secundario)
		(90° con aire secundario)

565 Kcal/Kg de clinker

Ahora bien, estos resultados sólo pueden alcanzarse - moldeando el crudo y el carbón, exactamente como sucede en la - cinta de sinterización y en el horno Lepol, lo cual no es el ca - so en los hornos de cal, precindiendo de la humedad propia de - la caliza. Por esta razón, es preciso contar con 150 Kcal adicio - nales para la evaporación del agua, de suerte que, incluyendo - otras pérdidas eventuales, podría llegarse a un consumo de 750 Kcal en la cocción del cemento; esta cifra corresponde a un ren - dimiento del 58%. Un consumo térmico de 830 Kcal = η del 53% es el límite que puede alcanzarse en la fabricación de cemento por este sistema, lo cual se desprende también claramente de la fig. 9.

El rendimiento teórico es función de la temperatura - de reacción: 1450° C para el cemento y 800° C para la cal, y, - por esta razón, el rendimiento en el caso del cemento ha de ser

aproximadamente inferior en un tercio al correspondiente a la cal, de análoga manera a lo que sucede en la fusión de metales de distinto punto de fusión.

Las presentes consideraciones sobre el consumo de calor tienen el exclusivo objeto de poner de manifiesto que, habida cuenta de la simplicidad de funcionamiento del horno vertical para la fabricación de cemento, se puede estar satisfecho con lo conseguido en la actualidad. Naturalmente, se puede conseguir alguna mejora montando en el horno algunas instalaciones accesorias, pero las economías de calor obtenidas de este modo serán siempre muy pequeñas en comparación con el coste de la maquinaria; por otra parte, la comparación con la cocción de la cal no tiene razón de ser, ya que, tanto las temperaturas del horno, como el sistema de trabajo, son diferentes en cada caso.

Para estudios precisos referentes a hornos se utilizan las directrices dadas por Anselm (6), para unificar todos los ensayos sobre una misma base; se pueden referir ahora los valores obtenidos a los diagramas dados en este trabajo, obteniéndose así una comparación que indica el grado de progreso a que se ha llegado.

1) Coeficiente de transmisión del calor.

El cálculo del coeficiente de transmisión del calor α - en $\text{Kcal/m}^2\text{h}^\circ\text{C}$, a las elevadas temperaturas del horno vertical, - dió lugar a nuevas consideraciones.

Para determinar con exactitud las temperaturas de los gases y del material se ha construido el diagrama $Q - t$ para el ensayo número 7 (fig. 11). De este modo se ha podido determinar la marcha de las temperaturas en las distintas zonas del horno. Pue-

de observarse la diferencia de temperatura entre los gases y el material sólido, que alcanza los 750° C al comienzo de la calcinación. La temperatura de los gases debe ser tan elevada en este punto, porque el tiempo de reacción correspondiente a la descarbonatación es de 15 minutos como máximo, cuando se emplean nódulos de 8 mm. Si la temperatura fuese inferior aquí, no se podría conseguir una cocción rápida, o una descarbonatación acelerada, lo cual constituye igualmente otra explicación de las diferencias de comportamiento entre los hornos de cal y los de cemento. En los hornos de cal basta con una diferencia de temperatura de 400°, pero se cuenta con tiempos de descarbonatación más largos.

Para el cálculo de α se ha utilizado la reciente fórmula de Heiligenstaedt (14) (pág. 136 y 372):

$$\alpha = 38 \frac{v_o}{d^{0,125}} \left(1 + 0,06 \frac{t}{100} \right) \text{ Kcal/m}^2\text{h}^{\circ} \text{ C}$$

Por medio de este cálculo se obtienen los valores que se expresan en la fig. 11, en la que llaman particularmente la atención las elevadas cifras correspondientes a la zona de secado, 49 ($v_o = 0,32$), a la zona de sinterización, 120 ($v_o = 0,8$) y a la zona de enfriamiento, de 75 a 110 ($v_o = 0,68$). Aunque, según el mismo Heiligenstaedt, la anterior fórmula sólo debe considerarse como un elemento de orientación, sin embargo, eran de esperar valores elevados en una cocción rápida con granulos de pequeño tamaño. En comparación con estas cifras, los valores correspondientes a los hornos de cal en las zonas de secado y calcinación son de 35 a 45, según Heiligenstaedt (14) y Anselm (22), y en los recuperadores de los altos hornos oscilan entre 25 y 32 Kcal/m²h° C. En la zona de enfriamiento (aire) no existe un

coeficiente de transmisión de calor por radiación; en las zonas de sinterización y calcinación apenas aparece un O_2 por CO_2 , - pues el espesor de capa para estos pequeños gránulos viene a ser solamente de 1 a 3 mm. Se repitió el cálculo utilizando la fórmula de Furnas (14) (pág. 131), pero se obtuvieron valores demasiado elevados; por introducción de un coeficiente de 25 para los gránulos se llega a los mismos valores que con la fórmula de Heiligenstaedt.

La fig. 12 compara, por medio del diagrama $Q - t$, el horno vertical estudiado, con un consumo de calor de 900 Kcal/Kg de clinker, con un horno Lepol que consume 1000 Kcal/Kg (se llega incluso a 900 en los últimos modelos) y un horno de vía húmeda con 1500 Kcal/Kg de clinker.

En comparación con los hornos rotativos, se observa en este caso una diferencia inferior en unos 200° en la temperatura media de descarbonatación, a causa de la mejor transmisión térmica en el horno vertical. Las curvas correspondientes al horno Lepol y al horno vertical son prácticamente iguales, difiriendo exclusivamente en unas mayores pérdidas por radiación en el horno Lepol y superiores por CO y residuo sin quemar en el horno vertical.

La fig. 11 indica también, en la zona de reacción, la gasificación o combustión del combustible en función de la temperatura.

m) Temperatura de inflamación y reacción $\text{C} + \text{CO}_2 = 200$.

Saliendo del cuadro de este estudio en particular, he tratado de reconstruir totalmente la marcha del proceso en la zona de reacción, para tener una idea sobre la concentración de

O₂, CO₂, H₂ y H₂O y, eventualmente, sobre la transformación del CO₂ en CO sobre la superficie incandescente. Se conocen con aproximación las temperaturas de los gases y del material sólido, pero faltaba un cálculo de la temperatura superficial y en el interior del núcleo en función de la diferencia de temperaturas entre los gases y la superficie. A base del trabajo de Heilingenstaedt anteriormente mencionado (14) (pág. 217 y 371) se ha podido comprobar que esta diferencia de temperatura en las condiciones del horno vertical de gran rendimiento, para gránulos de 8 mm de diámetro, es de unos 70 a 130° C, en la zona de interés para nosotros, que es la de descarbonatación e inflamación del combustible; en la zona de secado viene a ser de 15°. Pero, para realizar un cálculo exacto, nos faltan datos sobre la conductividad térmica y el calor específico de los gránulos húmedos, secos, descarbonatados, con o sin combustible, en función de la temperatura y de la presión. En los cálculos anteriores se han supuesto los siguientes valores para la conductividad térmica de los gránulos, χ :

0° C	0,8 Kcal/mh° C
200° C	0,86 Kcal/mh° C
400° C	0,92 Kcal/mh° C
600° C	0,98 Kcal/mh° C
800° C	0,8 Kcal/mh° C
1000° C	0,85 Kcal/mh° C
1450° C	1,5 Kcal/mh° C

Es de esperar que se realicen pronto investigaciones en este sentido.

Después se debería calcular la composición de los gases en cada zona del horno a partir de la combustión del combus-

tible y del desprendimiento de CO_2 del crudo molido. Podría incluso determinarse el grado de descarbonatación en el núcleo y en la superficie, pero faltaría el conocimiento de las temperaturas de inflamación en dichos puntos en un combustible que se encuentra rodeado de más de un 90% de materia no combustible, sobre todo, a las elevadas temperaturas de los gases.

A guisa de introducción a estas investigaciones vamos a dar aquí únicamente las directrices siguientes:

Determinación de la temperatura de inflamación en una mezcla de gránulos de 5 a 15 mm de diámetro, 12 a 14% de H_2O , con 8 a 10% de antracita o cok, en una corriente de gases que permanecen en contacto con los gránulos durante un espacio de 0,1 a 0,01 segundos y que presenten la composición siguiente:

O_2	5-10%
CO_2	10-15%

N_2 residual, sin vapor de agua y con trazas de éste. Después elevando el CO_2 al 30% y reduciendo el O_2 a 0%. Resultará probablemente, que las temperaturas de inflamación en estas condiciones se encuentran entre 900 y 1000° C, porque nos movemos en una zona de un consumo máximo de calor y de una concentración mínima de oxígeno. Esto constituye también la explicación de que la altura de las zonas se reduzca al aumentar la cantidad de aire, contrariamente a lo que sucede en un lecho de combustible, porque, en el presente caso, a la combustión sigue inmediatamente un elevado consumo de calor, el correspondiente a la descarbonatación.

Únicamente cuando se disponga de valores de orientación sobre este punto, será posible pronunciarse sobre la llamada reacción de Hauenschild (Boudouard) en el interior del horno vertical: $\text{C} + \text{CO}_2 = 2\text{CO}$. Esta reacción es endotérmica y consume parte del -

calor que debiera ser transmitido a la zona de sinterización. En efecto, hasta el momento todas las discusiones sobre este tema - han sido infructuosas.

Un cálculo de tanteo indica que las condiciones en las zonas en cuestión pueden ser las siguientes:

Tabla 20

Temperaturas y composición de los gases en la zona de calcinación

t de los gases °C	1520	1550	1550	1520	1020
t en la superficie de los gránulos	960	870	730	670	550
t en el núcleo de los gránulos	900	800	700	600	500
% de O ₂ en los gases	3	2	1	0	0
% de CO ₂ en los gases (carbón)	14	15	16	17	17
% de CO ₂ en los gases (crudo molido)	1	8	12	15	15
% de CO ₂ en los gases (total)	15	(23)	(23)	(32)	32
% de H ₂ O en los gases	0	0	0	0	(x) 0
% de CO en los gases	1.5	?	?	1.0	1.5
H ₂ en los gases	-	-	-	0.5	1.0
Comienzo de la inflamación					
Fin de la descarbonatación Comienzo de la descarbonatación					
Flujo del material					
Flujo de los gases					

(x) Eventualmente, trazas de agua de hidratación.

Se desprende de aquí que, en el comienzo de la inflamación (cok incandescente), ya sólo se desprenden del núcleo trazas de CO_2 , que eventualmente pueden reducirse a CO , de modo que esta reacción tendría relativamente poca influencia. Esta reacción sólo tiene lugar para valores bajos de la velocidad de los gases y a temperaturas por encima de 1000°C . Un descenso brusco de la temperatura impide este proceso. Resulta así que la adición de combustible es función de la cantidad de aire; con esto, se consigue un descenso rápido de la temperatura por debajo de 1000°C (calcinación), con una regulación adecuada.

Pero es preciso mencionar otro punto importante: para conseguir una buena combustión del combustible se requiere la presencia de trazas de vapor de agua, que normalmente se encuentran contenidas en el aire atmosférico. Ahora bien, al pasar el aire de combustión a través de la zona de enfriamiento se calienta, y pierde probablemente todo el vapor de agua al atravesar el clínker en forma de torbellinos, apagando la cal libre, de suerte que la combustión tiene lugar en ausencia de vapor de agua. Igualmente, la combustión del CO resulta imposible sin trazas de vapor de agua.

Además, de las investigaciones de Fleissner, Schwarz von Bergkampff (23) y Hüttig, y Heinz (24) se desprende que la atmósfera gaseosa tiene una influencia decisiva sobre la temperatura y duración de la descarbonatación. Ahora bien, la descarbonatación tiene lugar en este caso en una atmósfera de N_2 y NO_2 , que son gases poco convenientes. De aquí se desprende que la temperatura de descarbonatación es más elevada y coincide aproximadamente con la temperatura de inflamación del combustible, lo que, a su vez, supone otra marcha de las reacciones; esto puede haber sucedido, al

menos en parte, en los antiguos hornos verticales, pero en los actuales sólo puede tener lugar en muy pequeña escala. El hecho de que esta reacción se pueda observar al cortar el aire en un horno en funcionamiento, no permite suponer que tenga lugar también con aire, pues el tiempo de permanencia de los gases varía mucho. De cualquier modo, se deben investigar de nuevo la temperatura de descarbonatación de los gránulos para la composición de los gases dada.

También será interesante ensayar la posibilidad de introducir trazas de vapor de agua hasta la zona de combustión.

Se observa, especialmente a partir de estas últimas - consideraciones, que aun falta mucha investigación por realizar para poner totalmente en claro las circunstancias que afectan a la combustión. Aunque se ha conseguido ya reducir mucho el consumo de calor por mejoras físico-técnicas, y, por otra parte, - parece claro que conseguir mejorar el rendimiento más aún constituirá una tarea muy ardua, es de esperar que las presentes con sideraciones sirvan para mostrar el camino que debe seguir la - investigación científica en el futuro. L.S.C.

- - -

BIBLIOGRAFIA

- (1) Gumz, W.: Kurzes Handbuch der Brennstoff- und Feuerungstechnik, Berlin 1942, pág. 309, 325.
- (2) Spohn, E.: Der Schachtofen mit trichterförmiger Brennzone, Zement-Kalk-Gips 2 (1949), 11, 215.
- (3) Anselm, W.: Die Schnellkühlung des Klinkers bei Zementöfen, Zement-Kalk-Gips 2 (1949), 5, 84.
- (4) Anselm, W.: Zerkleinerungstechnik und Staub, DI-Verlag, Düsseldorf 1950, pág. 16.
- (5) Anselm, W.: Die Zementherstellung, Zementverlag Berlin, 1941
- (6) Anselm, W.: Die Wärmerechnung bei Brennöfen für Zement, Kalk, Magnesit und Dolomit, Radex-Rundschau 1950, 1.
- (7) Bansen, H.: Wärmewertigkeit, Wärme- und Gasfluss, Verlag - Stahleisen, Düsseldorf, 1930, pág. 13.
- (8) Koch, A.: Die Kohlenmonoxydbildung bei Brennen von Zement im Schachtofen, Zement 1944, 1/2, 7.
- (9) v. Sothen, B.: Mitteilung 158 der Wärmestelle des V. d. E. - Stahl und Eisen 52 (1932), 2/3, 29/38, 68/70.
- (10) Gumz, W.: Gas Producers and Blast Furnaces, N.Y. 1950, pág. 71, 227, 280, 286.
- (11) Anselm, W. y Koch, A.: Brenntechnik mit Sauerstoff, Steine und Erden, Berlin 1943 y VDI Verfahrenstechnik Beiheft 1944, 1, 30.
- (12) Anselm-Schindler: Ein Verfahren zur Bestimmung der Klinkergüte, Zement 1937, Heft 32, 33, 34.
- (13) Fehling, R.: Der Strömungswiderstand ruhender Schüttungen, Feuerungstechnik 27 (1939), 2, 41.
- (14) Heiligenstädt, W.: Wärmetechnische Rechnungen für Industrieöfen, Stahl und Eisen, Düsseldorf 1951, pág. 286.

- (15) Wicke, E.: Strömung, Diffusion und Reaktion bei der Kohlenverbrennung, Chemie-Ing. Technik 23 (1951), 17/18, 420.
- (16) Rosin, P. und Kayser, H.G.: Zur Physik der Verbrennung - fester Brennstoffe, VDI 75 (1931), 26, 849-857.
- (17) Gumz, W.: Chemie und Physik der Verbrennung, Vergasung und Verhüttung. Conferencia el 12.3.1947 en la Haus der Technik Essen.
- (18) Fehling, R.: Der Strömungswiderstand ruhender Schüttungen, Feuerungstechnik 27 (1939), 2, 33-44.
- (19) Barth, W.: Der Druckverlust bei der Durchströmung von Füllkörpersäulen und Schüttgut mit und ohne Berieselung. Chem-Ing. Techn. 1951, 12, 289.
- (20) Chemical Engineer's Handbook, N.Y. 1950, pág. 394.
- (21) Azbe: Evolution and Development of kiln efficiencies. Rock Products Aug. 1951, pág. 161.
- (22) Anselm, W.: Wärmewirtschaft beim Kalkschachtofen, TIZ-Zentralblatt 74 (1950), Nº 5/6, 7/8; pág. 57-61 y 84-89.
- (23) Fleissner, H. y Schwarz v. Bergkamp, E.: Berg- und Hüttenmännisches Jahrbuch 76 (1928), 60.
- (24) Hüttig, G.F. y Heinz, H.: Z. anorg. Chemie 255 (1948), 223.

- - -

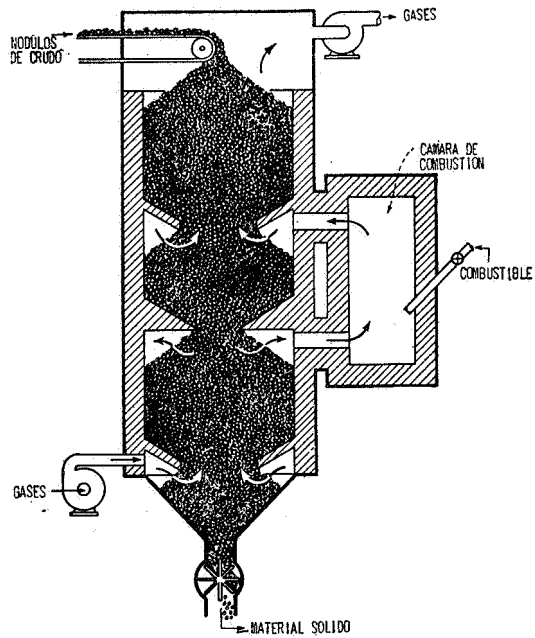


Fig. 1.

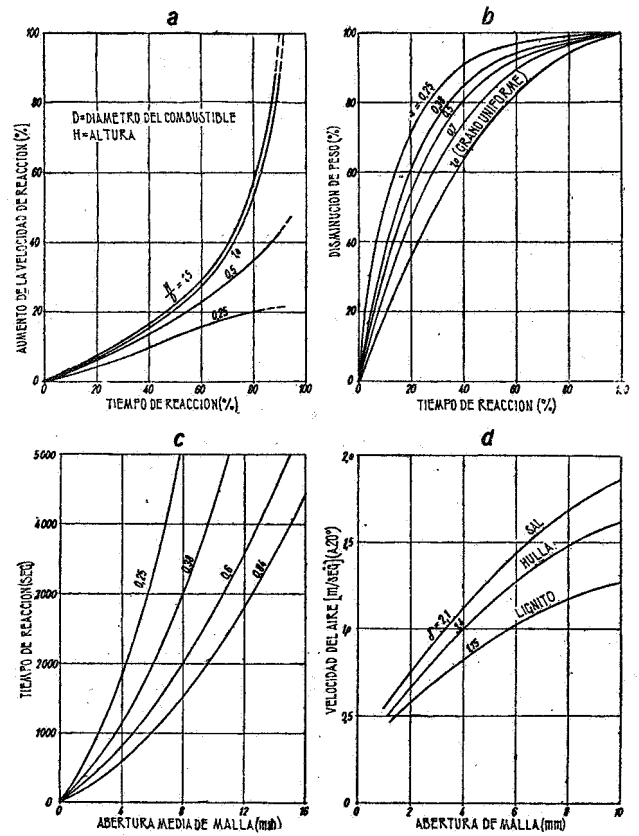
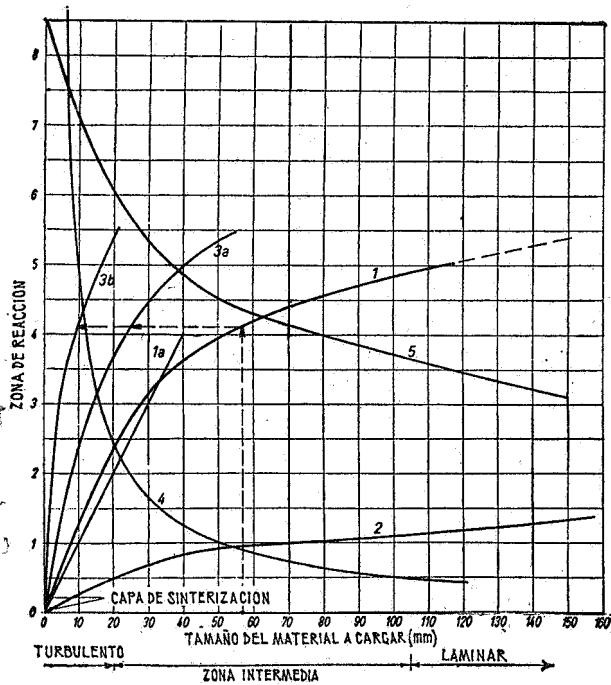


Fig. 2.



- 1) ALTURA DE LA ZONA DE REACCION, BOCAL HASTA LA ZONA DE SINTERIZACION=ALTURA DEL ENSANCHº
- 2) " " " " " EN PROPORCION AL TAMAÑO DEL MATERIAL A CARGAR
- 3) " " " " " SINTERIZACION EN MTS.
- 3a) TAMAÑO DEL COMBUSTIBLE (MAX.)
- 3b) " " " (MIN.)
- 4) ALTURA RELATIVA DE LA CAPA = $\frac{100}{\text{TAMAÑO MEDIO DEL MATERIAL A CARGAR}}$
- 5) ALTURA DE LA ZONA DE REFRIGERACION, EN MTS.

Fig. 3.

Fig. 2.—Influencia de la relación altura/diámetro de los nódulos: a) Marcha de la reacción en combustibles sólidos; b) marcha de la reacción en combustibles de distinto tamaño de grano; c) tiempo de reacción en función del tamaño de grano; d) velocidad de los gases en función del peso de la carga.

Fig. 3.—Altura de la zona de reacción y tamaño de grano del combustible en función del tamaño de grano del material de alimentación, en los hornos verticales de cemento.

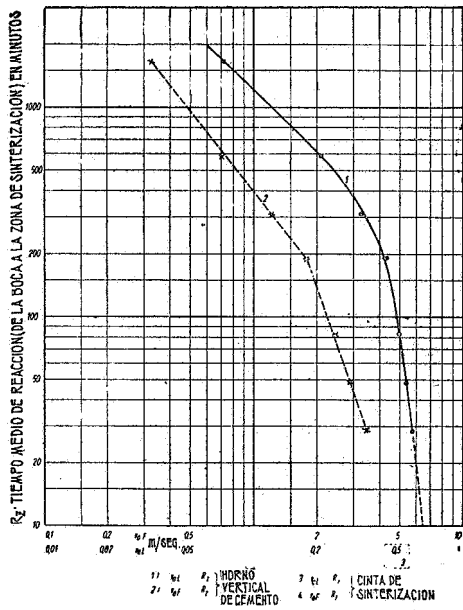


Fig. 4.

Fig. 4.—Tiempo de reacción (desde la boca del horno hasta la zona de sinterización) en función de la velocidad de los gases en esta zona (valores medios).

Fig. 5.—Tiempo medio de reacción en minutos en función del tamaño medio de grano de los nódulos en la cocción del cemento.

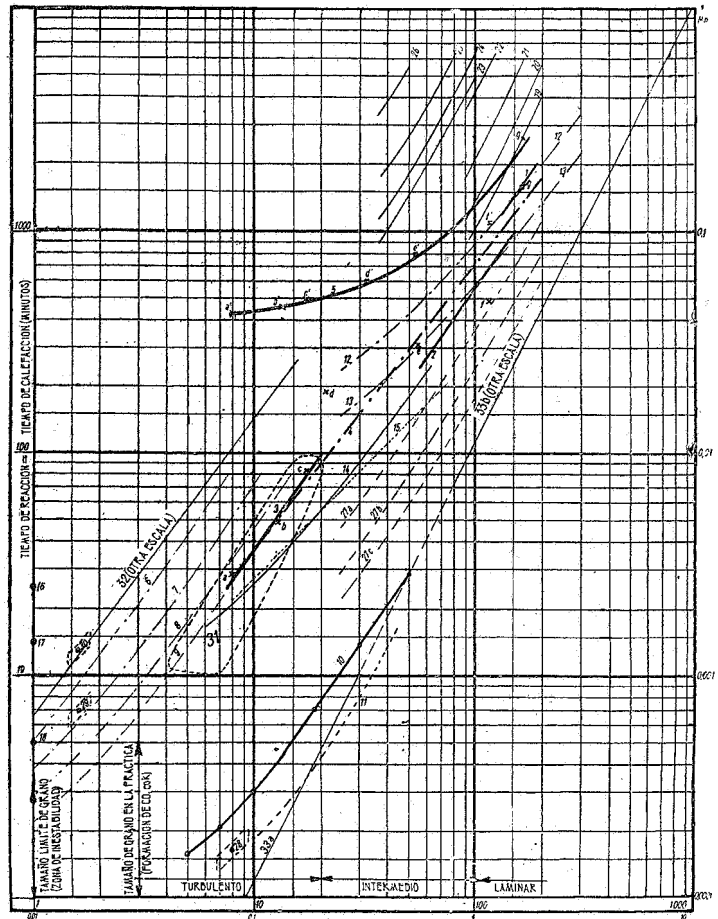


Fig. 5.

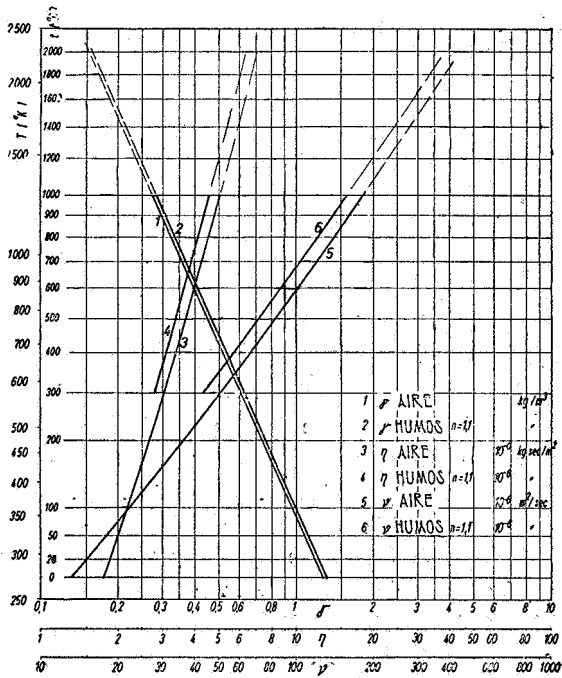


Fig. 6.

Fig. 6.—Viscosidad dinámica η , viscosidad cinemática ν y peso específico γ del aire y de los humos a 0 atú. η , hasta 10 atú independiente de la presión; ν , para otras presiones se multiplica por la inversa de la presión absoluta; γ , para otras presiones, proporcional a la presión absoluta.

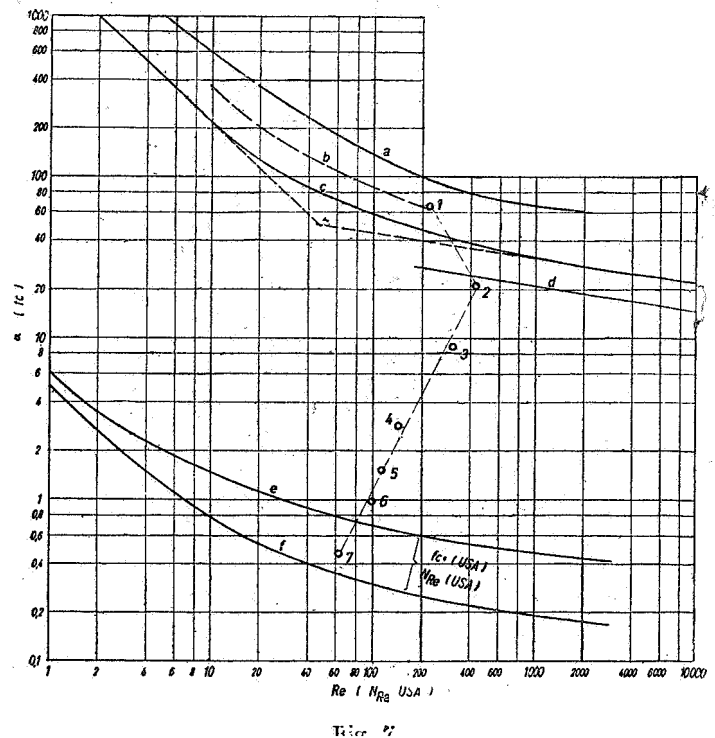


Fig. 7.—Coeficientes de resistencia en función del número de Reynolds

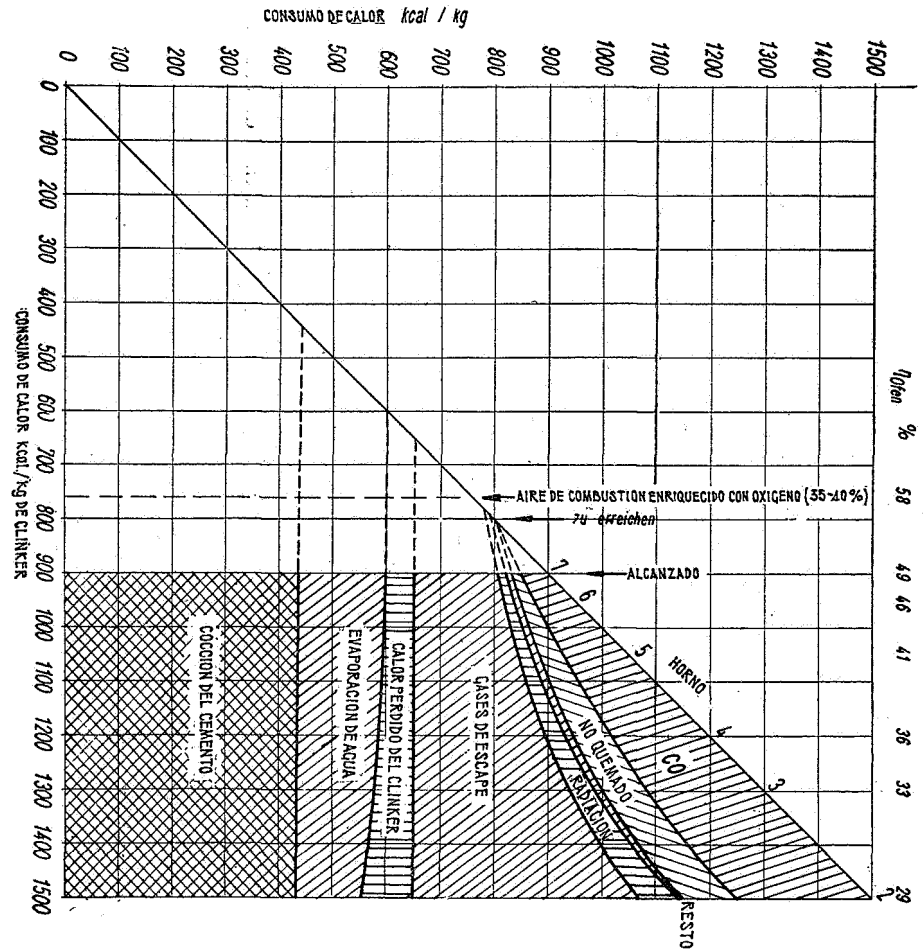
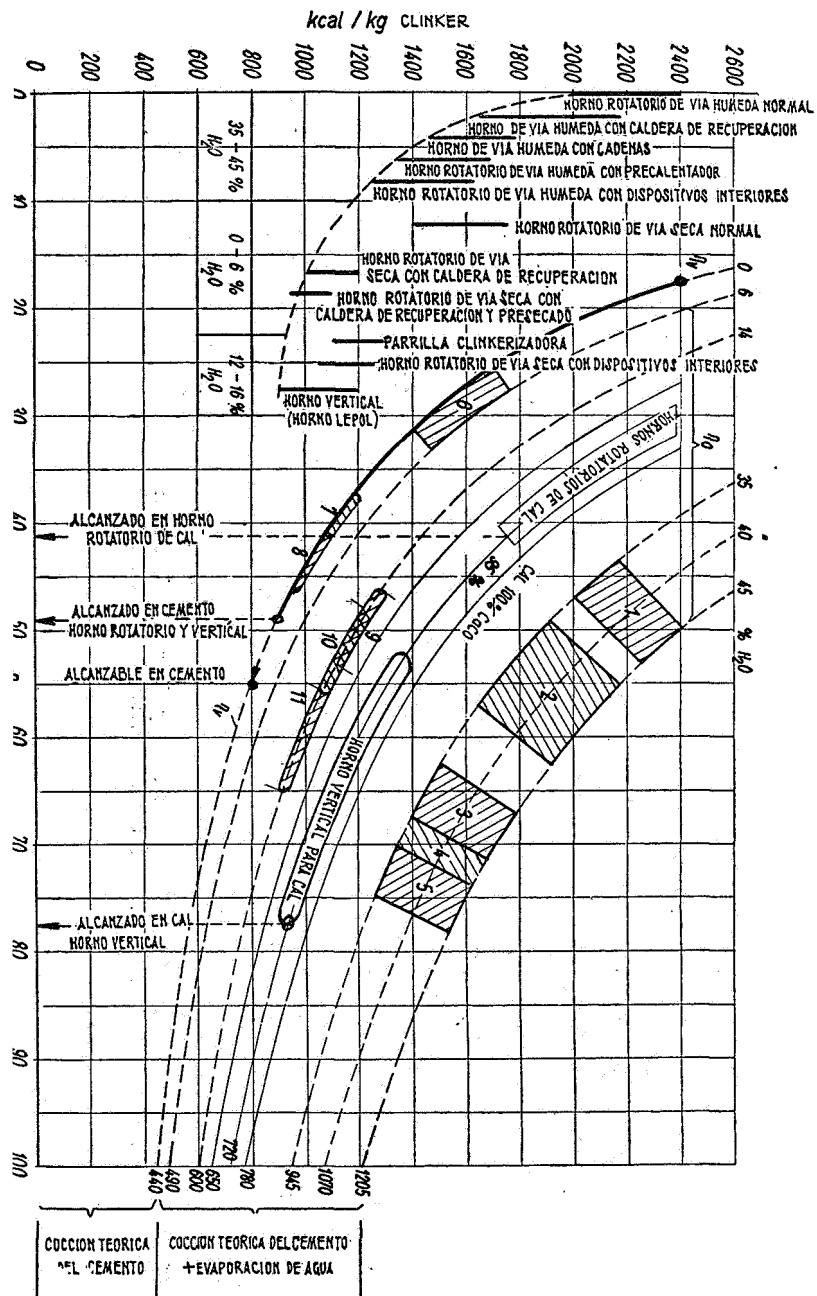


Fig. 10 - Rendimiento de los hornos de cemento.

Fig. 9.

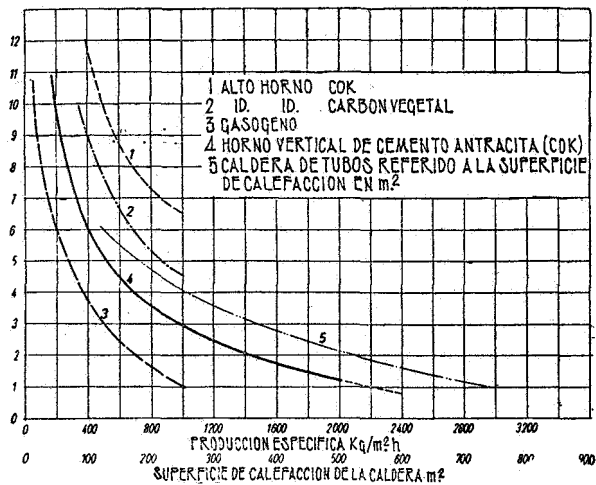


Fig. 8.—Pérdidas por radiación en % del consumo de calor a partir del combustible.

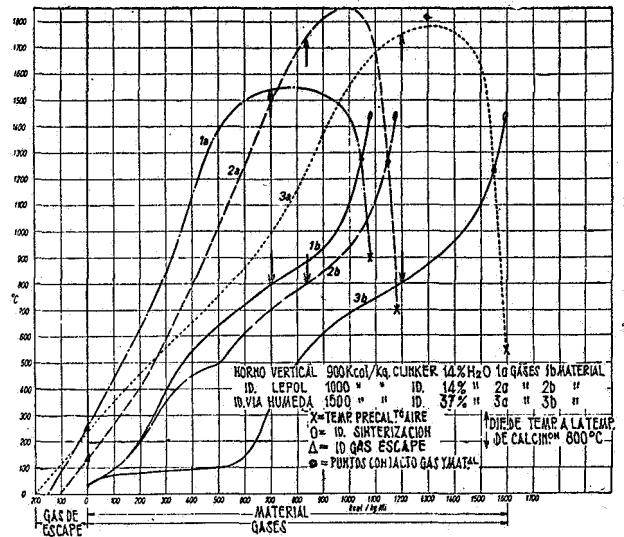


Fig. 12.—Diagrama Q-T de los hornos de cemento.

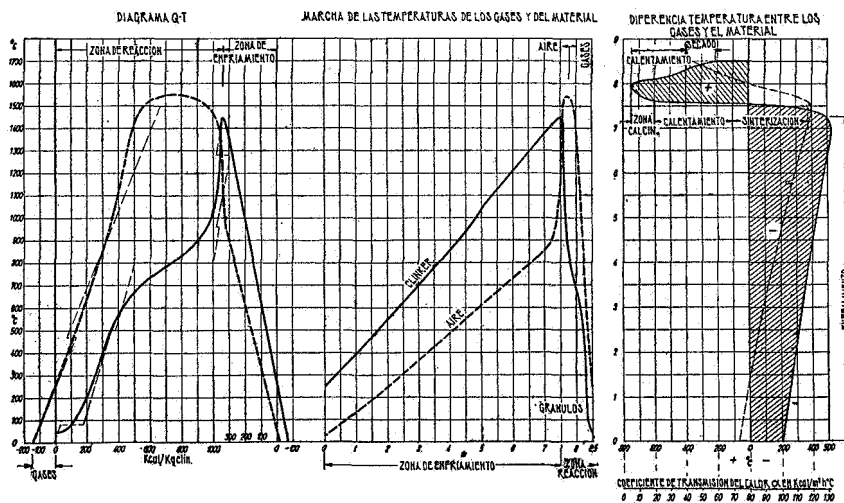


Fig. 11.—Diagrama Q-T, marcha de las temperaturas y diferencia de temperaturas entre los gases y el material en los hornos verticales de cemento.

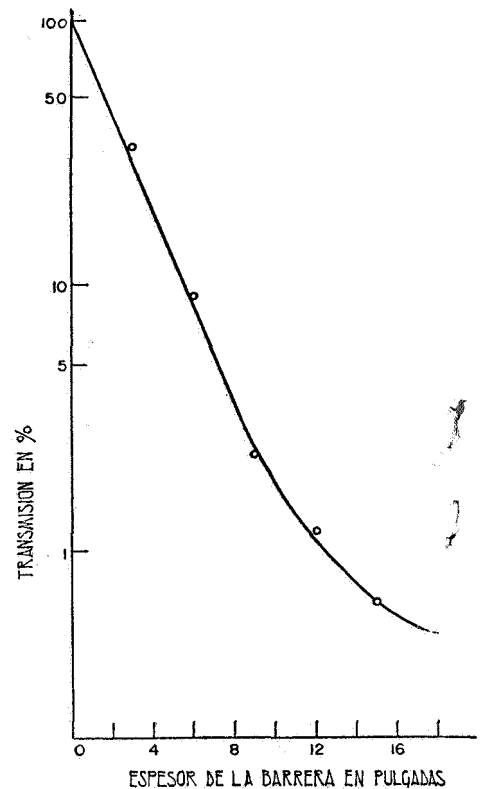


Fig. 13.