33

Universidad Nacional Autónoma de México.
ESCUELA NACIONAL DE CIENCIAS QUIMICAS.

TESIS

Aprovechamiento del calor sensible del clinker de cemento, en el precalenntamiento del aire de combustión.

RICARDO ZAMBRANO HERNANDEZ

1945.

"CASA PORRAS"

Universidad Nacional Autónoma de México
UNAM
Biblioteca Central
Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

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 esta 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.

33

T E S I S P R O F E S I O N A L

D E L P A S A N T E D E

I N G E N I E R O Q U I M I C O

R I C A R D O Z A M B R A N O H.

A mis queridos padres

con todo cariño y respeto.

"APROVECHAMIENTO DEL CALOR SENSIBLE DEL CLINKER DE CEMENTO EN EL PRECALENTAMIENTO DEL AIRE DE COMBUSTION

I.- INTRODUCCION.

II.- CONDICIONES ACTUALES QUE RIGEN AL HORNO.

III.- BALANCE DE CALOR Y CONSUMO DE GAS NATURAL TOMANDO EN CUENTA EL PRECALENTAMIENTO DEL AIRE.

IV.- EQUIPO.

V.- CONCLUSIONES.

C A P I T U L O P R I M E R O

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

CAPITULO I

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

Uno de los problemas que mayor interés despierta en - la industria, es el estudio de los procesos desde el punto de - vista económico, es decir, un estudio hecho con la mira de obtener la misma calidad de producto, con el costo disminuído.

En la industria son muchos los factores que intervienen en el costo final del producto, encontrándose entre los --- principales, la disminución del rendimiento debido a la pérdida de materia prima y el poco aprovechamiento del combustible.

En la Industria del Cemento hay instalaciones especiales que sirven para disminuir la pérdida de materia prima en -- los hornos, debido al arrastre que sufre ésta por los gases de combustión. Estas instalaciones llevan el nombre de Cottrell y están basadas en el depósito electrostático de las partículas del polvo que son arrastradas, aumentando por consiguiente el - rendimiento.

Por lo que respecta al combustible, el calor generado por el mismo se usa en el presente caso de la siguiente manera:

(a).- En secar la materia prima, evaporando el contenido de agua y calentando dicho vapor a la temperatura de salida de los gases de combustión.

(b).- En el calor de Reacción, es decir, el calor que se le tiene que dar a la carga para obtener el producto deseado.

(c).- En el calentamiento del bióxido de carbono, ori

ginado por la descomposición de los carbonatos de Calcio y Magnesio, hasta la temperatura de salida de los gases.

(d).- En el calentamiento del exceso de aire hasta la temperatura de salida de los gases, y en el calentamiento del - del vapor de agua que contiene el aire usado para la combustión.

(e).- En las pérdidas de calor por radiación a través de las armaduras del Horno y del Enfriador.

(f).- En el calor que se pierde debido a la temperatura a que sale el clinker.

(g).- Calor que se pierde debido a los polvos que son arrastrados por los gases de combustión.

De todos los gastos de calor anteriores, hay algunos que están sujetos a recuperarse el calor, aumentando por consiguiente el rendimiento del combustible.

Entre éstos tenemos el calor que sale con los gases - de combustión, pues éstos gases, en el caso presente, salen a - una temperatura bastante elevada, 1418°F., 770°C.

Este calor se puede aprovechar en el secado de la materia prima o en el precalentamiento de la misma antes de entrar al horno, y asimismo, se puede usar para el calentamiento de agua que podría ser usado en la planta.

Tenemos además el calor sensible que sale con el clinker, que igualmente está sujeto a recuperación, pudiendo utilizarse de muy diversas maneras, pero la principal es el precalentamiento del aire que entra al horno, ya sea como necesario o - como exceso.

Las ventajas que se obtendrían por la recuperación --

del calor que sale con el clinker y el equipo necesario para el caso, es lo que me sirve para este trabajo.

Debo además agradecer por estas líneas a la Cía. Cementos Mexicanos, S.A., que amablemente me permitió hacer este estudio en sus hornos. En la actualidad esta compañía carece de este sistema de recuperación.

C A P I T U L O S E G U N D O

C O N D I C I O N E S A C T U A L E S Q U E R I G E N A L H O R N O

CAPITULO II

CONDICIONES ACTUALES QUE RIGEN AL HORNO

Los datos que doy a continuación son los que rigen en los hornos de Cementos Mexicanos, S.A.

La materia prima usada en la planta, tiene el siguiente análisis:

CaO	41.62
CO_2	33.62
SiO_2	14.50
Fe_2O_3	3.50
Al_2O_3	4.01
MgO	2.25
Humedad	0.50

El horno que sirvió como base para este trabajo, tiene las siguientes dimensiones: longitud, 120 pies; diámetro, 9 pies y con una producción de 18.5 Ton. métricas por hora.

Este último valor, así como los siguientes, fueron obtenidos durante pruebas hechas en un período de una semana, con una duración de 8 horas cada una.

Consumo de gas natural por tonelada de clinker, 240 m^3

Temperatura media de entrada de la Materia Prima	80°F.	26.7°C.
Temperatura del clinker cayendo del horno	2192 "	1200.0 "
Temperatura máxima del clinker	2732 "	1500.0 "
Temp. del clinker saliendo del enfriador	987 "	531.0 "
Temp. de salida de los gases de combustión	1418 "	770.0 "

Análisis de Orsat de los gases de combustión

CO_2	21.42
O_2	3.90
N_2	74.68
CO	Trazas

El análisis del gas natural usado como combustible es el siguiente:

Metano	97.76 %
Etano	1.58 %
Propano	0.37 %
Butano	0.19 %
N_2	0.10 %
Sp. Gr.	0.575
Poder calorífico	1008 B.T.U./ft^3

El aire tiene una humedad relativa de 31% y una temperatura media de 22°C. (Enero y Febrero).

El análisis del clinker obtenido es el siguiente:

CaO	63.39 %
MgO	2.41 %
Fe_2O_3	4.15 %
Al_2O_3	4.65 %
SiO_2	25.40 %

Para tener una mejor idea del trabajo del horno, tenemos el siguiente Balance de Calor del mismo.

Para empezar, considero como base 100 libras del clinker y calculo la materia prima necesaria para producir dichas 100 libras de clinker.

Como vemos por el análisis de la Materia Prima de 100 libras, sólo obtenemos 65.88 libras de clinker, pues el resto - lo perdemos como bióxido de carbono que se forma en la descomposición de los carbonatos de Ca y Mg, y la humedad que lleva dicha materia prima.

Es que para obtener 100 libras de clinker, se necesitan:

$$65.88 \text{ ---- } 100$$
$$100 \text{ ---- } x$$
$$x = 151.8 \text{ lb.}$$

Pero además de esto, tenemos que considerar la pérdida debida al arrastre por los gases de combustión. Careciendo de manera para pesar la cantidad de Materia Prima que entra al horno en un momento dado, pues solamente se podría dar un número aproximado, voy a tomar el valor de estas pérdidas como de - 3 %. Este valor lo da el Cement Chemists and Works Managers - Handbook de Watson, para un horno que trabaja aproximadamente - en las mismas condiciones.

$$97 \text{ ---- } 151.8$$
$$100 \text{ ---- } x$$

Es que finalmente nos queda que se necesitan 156.6 lb. de materia prima para obtener 100 lb. de clinker.

Como dijimos en el capítulo anterior en lo que se consumía el calor generado por el combustible, y tomando como base 100 lb. de clinker, el balance de calor nos queda de la siguiente manera:

(a).- Calor usado en secar la materia prima evaporando el contenido de agua y calentando dicho vapor a la temperatura de salida de los gases de combustión.

Tenemos que el porciento de humedad de la materia prima al entrar al horno es de 0.5%, es que en 156.5 libras de materia prima, tendremos:

$$156.5 \times 0.005 = 0.78 \text{ lb. de } H_2O$$

esta agua se evapora y después se sobrecalienta a 1418°F., 770°C, que es la temperatura de salida de los gases.

$$156.5 \left|\frac{0.5}{100}\right| \frac{1}{18} = 0.043 \text{ mols. de } H_2O$$

El material entra al horno a una temperatura media de 80°F., 26.7°C., es que tenemos:

q_a = calor de vaporización + δ' ($q_{1418°F.} - q_{80°F.}$)

El calor de vaporización del H_2O a 80°F., es de: 1048.6 B.T.U./lb.

$q_{1418°F.}$ = 11,900

$q_{80°F.}$ = 330

$q_a = 0.78 \times 1048.6 + 0.043 (11,900 - 330)$

$q_a = 818 + 498 = 1316$ B.T.U.

(b).- Calor de Reacción.

Las reacciones que tienen lugar en el horno son las siguientes:

$CaCO_3 = CaO + CO_2 - 42500$ C.h.u.

$MgCO_3 = MgO + CO_2 - 28900$ C.h.u.

$CaO + SiO_2 = CaSiO_3 + 17400$ C.h.u.

$2CaO + SiO_2 = 2CaOSiO_2 + 28400$ C.h.u.

$Al_2O_3 + SiO_2 = Al_2SiO_5$ - 12000 C.h.u.

$Al_2O_3 + 2SiO_2 = Al_2Si_2O_7$ + 14900 C.h.u.

$CaO + Al_2O_3 = CaAl_2O_4$ + 3400 C.h.u.

Ahora tenemos que en la materia prima todo el magnesio está en forma de $MgCO_3$, el calcio, la mayor parte está en forma de ---- $CaCO_3$, y una pequeña cantidad en forma de $CaSiO_3$.

En el clinker tenemos el calcio en las siguientes formas, como $2CaO{\cdot}SiO_2$, $3CaO{\cdot}SiO_2$, $2CaO{\cdot}Al_2O_3{\cdot}SiO_2$, $3CaO{\cdot}Al_2O_3$, --- $4CaO{\cdot}Al_2O_3{\cdot}Fe_2O_3$. Estos son los principales compuestos, pero hasta la fecha no se ha podido determinar de una manera precisa la composición del cemtno.

Las ecuaciones termoquímicas indican que la adición - de 1 mol. de CaO a 1 mol. de SiO_2, origina un desprendimiento - de 17,400 C.h.u., y dos mols. de CaO a una mol. de SiO_2, origina 11,000 C.h.u. más o sea un total de 28,400 C.h.u.

Como es sabido que las adiciones sucesivas de una base a un ácido polibásico, generan cantidades decrecientes de calor por cada equivalente de base añadido, y en aquellos en que tres equivalentes pueden ser añadidos el calor correspondiente al tercero, es despreciable.

Así, de esta manera, podemos suponer que el calor de formación del Silicato Tricálcico es aproximadamente también de 28,400 C.h.u. y, por lo tanto, el calor de adición del CaO al - $CaSiO_3$, puede ser tomado con un valor de 11,000 C.h.u. por mol. de silicato independientemente de la cantidad de mols. de cal - que reaccionan.

En cuanto a lo que respecta al Al_2O_3 no se sabe si está combinado con una o dos moléculas de SiO_2 por mol. de Al_2O_3, y tenemos además que el calor de reacción de una es negativo y de la otra es positivo, de tal manera que el calor de descomposición de los silicatos de aluminio, es pequeño. De la misma manera, las cantidades de $Ca_2Al_2O_5$ y $Ca_3Al_2O_6$ presentes al final del proceso no pueden ser determinadas, pero el calor de formación de los aluminatos de calcio es pequeño, es que supondremos que estos dos calores se equivalen el uno al otro, es que el efecto térmico será prácticamente cero.

Por lo que respecta al fierro, Meade asegura que no tiene otro objeto que disminuir la temperatura de clinkerado, desconociéndose de una manera positiva las reacciones que efectúa, suponiéndose que al final del proceso se encuentre formando el siguiente compuesto: $4(CaO)\ (Al_2O_3)\ (Fe_2O_3)$. Así en mezclas altas en sílice por consiguiente difíciles de quemar, la presencia de un mineral de fierro como la hematita, disminuye la temperatura a la que se forma el clinker.

Una vez dicho lo anterior, tenemos que el cálculo de calor de reacción en este caso, nos queda como sigue:

Base 100 lb. de Clinker.

Materia prima.

Mols. de CO_2	$\frac{33.62}{44} \times \frac{156.5}{100}$	1.196
Mols. de MgO	$\frac{2.25}{40.32} \times \frac{156.5}{100}$	0.087
Mols de CaO en forma de $CaCO_3$		1.109

Mols. totales de CaO	$\frac{41.62}{56.08} \times \frac{156.5}{100}$	1.161
Mols. como $CaSiO_2$		
Mols. de SiO_2 total	$\frac{14.50}{60.06} \times \frac{156.5}{100}$	0.377
Mols. de SiO_2		0.325

En este caso tenemos reacciones endo y exotérmicas, - por lo que el calor de reacción será.

Calor de Reacción = Calor absorbido - Calor desprendido

Calor absorbido

Descomposición del $MgCO_3$ — 0.087 (28900)

Descomposición del $CaCO_3$ — 1.109 (42500)

Calor absorbido = 2514 + 47133 = 49647 C.h.u.

Calor desprendido

Reacción del CaO con el $CaSiO_3$ - 0.052 (11000)

Reacción de la SiO_2 con el CaO - 0.325 (28400)

Calor desprendido = 572 + 9230 = 9802 C.h.u.

De donde el calor de reacción será:

Calor de Reacción = 49647 - 9802 = 39845 C.h.u.

39845 x 1.8 = 71721 B.T.U.

(c).- Calentamiento del bióxido de carbono originado por la descomposición de los carbonatos de Calcio y Magnesio, - hasta la temperatura de salida de los gases de combustión.

Sabemos que la carga entra al horno a una temperatura de 80°F., y que la salida de los gases de combustión es a 1418°F, y además tenemos el hecho que en un proceso lo que interesa son las condiciones iniciales y finales del mismo, no es necesario

saber la temperatura a que se descomponen los carbonatos de calcio y magnesio desprendiendo CO_2. Es que podemos considerar el bióxido de carbono calentado desde 80°F. hasta 1418°F.

Sabemos que necesitamos 156.5 lb. de materia prima para obtener 100 lb. de clinker y que, en 100 lb. de materia prima el 33.62% es CO_2.

$$\frac{33.62}{44} = 0.766 \text{ Mols. de } CO_2$$

Base 100 lb. de clinker.

$$0.766 \left| \frac{156.5}{100} = 1,199 \text{ Mols. de } CO_2 \right.$$

$$q_c = \gamma (CO_{2_{1418°F}} - CO_{2_{80°F}})$$

$$q_c = 1,199 \ (15,000 - 550) = 17,326 \text{ B.T.U.}$$

(d).- En el calentamiento del exceso de aire hasta la temperatura de salida de los gases y en el calentamiento del vapor de agua que contiene el aire usado en la combustión.

En el horno que me sirvió como base para este balance, el aire necesario para la combustión, entra a una temperatura de 176°F., 80°C., temperatura que se alcanza mediante un ligero -- precalentamiento del aire en el enfriador del horno, y el exceso de aire a 398°F., 203°C., siendo este aire por tiro natural y también precalentándose ligeramente y de una manera rudimentaria en el enfriador del horno, desde la temperatura ambiente -- 65°F. Pero vamos a tomar el horno y el enfriador como una unidad, por lo que lo que nos interesa en el exceso de aire es la temperatura final que será la de los gases de combustión, ya que la inicial será la temperatura ambiente.

Es que el calor será usado en calentar el aire necesario hasta la temperatura de entrada del mismo y en calentar el exceso de aire, hasta la temperatura de salida de los gases de combustión.

El combustible usado es el gas natural, de cuyo análisis formamos el siguiente cuadro.

Base 100 Mols. de gas natural.

	Mols.	Atms. de C	Mols. de H_2
CH_4	97.76	97.76	195.52
C_2H_6	1.58	3.16	4.74
C_3H_8	0.37	1.11	1.48
C_4H_{10}	0.19	0.76	0.95
N_2	0.10		
Total		102.79	202.69

De este cuadro calculamos el oxígeno y, por lo tanto, el aire necesario para la combustión.

Por cada átomo de C, necesitaremos una mol. de oxígeno y por cada Mol. de hidrógeno, necesitaremos media Mol. de -- oxígeno.

O_2 necesario = 102.79 + 101.35 = 204.14 Mols. O_2/100 Mols. de - gas

Aire necesario = $\frac{204.14}{21}$ = 972 Mols. de aire/100 Mols. de gas.

Tomando en consideración la producción diaria y el -- consumo de gas, se sabe que para producir 1 tonelada de clinker se utilizan 220 m^3 de gas, por lo que tenemos:

1 Ton. = 220 m^3 de gas

2204.6 lb. = 220 x 35.315 = 7769 ft^3 de gas

∴ 100 lb. utilizaron 352.51 ft^3 de gas

Considerando el gas natural como gas perfecto.

$$352.51\ ft^3 = \frac{352.51}{359} = 0.982\ \text{Mols. de gas}$$

Por lo que el aire necesario para quemar el gas que se necesita para producir 100 lb. de clinker será:

$$V = 970 \left| \frac{0.982}{100} \right| 359 \left| \frac{760}{710 - p_{v\,@\,60^\circ F}} \frac{65 - 460}{492} \right|$$

(1) (2) (3) (4)

(1) $\frac{\text{Mols. aire}}{\text{100 Mols. gas}}$

(2) $\frac{\text{Mols. aire}}{\text{100 lb. clinker}}$

(3) $\frac{ft^3 \text{ aire Cond. Std.}}{\text{100 lb. clinker}}$

(4) $\frac{ft^3 \text{ aire seco en Mont.}}{\text{100 lb. clinker}}$

Aire necesario = 3995 ft^3/100 lb. clinker

Tenemos que el análisis de Orsat es el siguiente:

Base 100 Mols. de gas.

CO_2 ----- 21.42 %

O_2 ------ 3.90 %

N_2 ------ 74.68 %

CO ------ tr.

De donde tenemos que:

$$74.68\ \frac{100}{79} = 94.56\ \text{Mols. de aire}$$

Este aire viene siendo el aire total o sea el aire ne

cesario, más el exceso de aire y por medio del oxígeno podemos calcular el exceso de aire, puesto que este oxígeno no puede tener otro origen que el exceso de aire.

$$\text{Exceso de aire} = 3.90 \frac{100}{21} = 18.57 \text{ Mols.}$$

$$\text{Aire necesario} = 94.56 - 18.57 = 75.96 \text{ Mols.}$$

$$\% \text{ Exceso de aire} = \frac{\text{Exceso de aire}}{\text{Aire necesario}} \times 100$$

$$= \frac{18.57}{75.96} \times 100 = 24.45 \%$$

Tenemos que el aire seco necesario son 3995 ft^3/100 lb. de clinker, por lo tanto, el exceso de aire será:

$$\text{Exceso de aire} = 3995 \frac{24.45}{100} = 977 \text{ } ft^3/100 \text{ lb. clinker}$$

Como conocemos la humedad relativa y la temperatura del aire, conocemos las libras de agua por libras de aire seco y en consecuencia conocemos las libras de vapor de agua que llevan tanto el aire necesario como el exceso de aire.

$$\text{lb. } H_2O \text{ Aire necesario} = 0.006 \frac{3995}{29} = 0.8262 \text{ lb.}$$

$$\text{lb. } H_2O \text{ Exceso de aire} = 0.006 \frac{977}{29} = 0.2021 \text{ lb.}$$

Con esto se calcula el calor que se utiliza en calentar el aire necesario desde la temperatura de entrada del mismo al enfriador, hasta la temperatura de entrada del aire al quemador, y asimismo el aire secundario desde la temperatura ambiente hasta la temperatura de salida de los gases. En el caso del vapor de agua que lleva el aire, se pierde calor debido a su presencia, puesto que tiene que ser calentado desde la tempe

ratura inicial, hasta la temperatura de salida de los gases de combustión.

$$q \text{ aire necesario} = \alpha_a \left(q_{\text{aire } 176^\circ F} - q_{\text{aire } 71.6^\circ F}\right) + \gamma_a \left(q_{H_2O\ 1418^\circ F} - q_{H_2O\ 71.6^\circ F}\right)$$

$$q \text{ exceso de aire} = \alpha_b \left(q_{\text{aire } 1418^\circ F} - q_{\text{aire } 71.6^\circ F}\right) + \gamma_b \left(q_{H_2O\ 1418^\circ F} - q_{H_2O\ 71.6^\circ F}\right)$$

$q_{\text{aire } 176^\circ F}$ = 980 B.T.U. lb. mol.

$q_{\text{aire } 71.6^\circ F}$ = 262 B.T.U. lb. mol.

$q_{H_2O\ 71.6^\circ F}$ = 326 B.T.U. lb. mol.

$q_{\text{aire } 1418^\circ F}$ = 10,000 B.T.U. lb. mol.

$q_{H_2O\ 1418^\circ F}$ = 11,900 B.T.U. lb. mol.

$$q \text{ aire necesario} = \frac{3995}{359}(980 - 262) + \frac{0.8262}{18}(11900 - 326)$$

$$q \text{ exceso de aire} = \frac{977}{359}(10{,}000 - 262) + \frac{0.2021}{18}(11900 - 326)$$

q aire necesario = 13,550 B.T.U./100 lb. clinker.

q exceso de aire = 27794 B.T.U./100 lb. clinker.

q d = 41,354 B.T.U./100 lb. clinker.

q f = calor que se pierde debido a la temperatura a que sale el clinker.

Para poder conocer este valor, necesitamos el calor - específico del clinker. Del Cement Chemist and Work Managers Handbooks de Watson, sacamos la siguiente tabla.

B. B. A. M.

Temp. °C.	Calor específico.
200	0.199
400	0.215
600	0.228
800	0.237
1000	0.245

De donde a 987°F. (530.89°C.) el calor específico tendrá un valor de 0.223, y a 80°F. tendrá un valor de 0.188.

$q = 100\ (Cp_{987}\ 987 - 100\ Cp_{80°F}\ 80)$

$q = 100\ (Cp_{987}\ 987 - Cp_{80°F}\ 80)$

$q = 100\ (0.223 \times 987 - 0.188 \times 80)$

q_f= 20,506 B.T.U./100 lb. clinker.

q_e y q_g =

Sabemos que para producir 100 lb. de clinker, necesitamos 352.51 ft^3 de gas natural cuyo poder calorífico es de --- 1,008 B.T.U./ft^3, es decir, qu en el horno que me sirvió de base para este trabajo se utilizan 355,330 B.T.U. para producir - 100 lb. de clinker. La diferencia de este número con la suma de todos los gastos de calor calculados anteriormente, nos dará las pérdidas de calor por radiación a través de las armaduras - del horno y del enfriador, y las pérdidas de calor debido a los polvos que son arrastrados por los gases de combustión.

$Q\ comb. = q_a + q_b + q_c + q_d + q_e + q_f + q_g$

$355,330 = 1316 + 71,721 + 17,326 + 41,354 + q_e +$

$+ 20,506 + q_g$

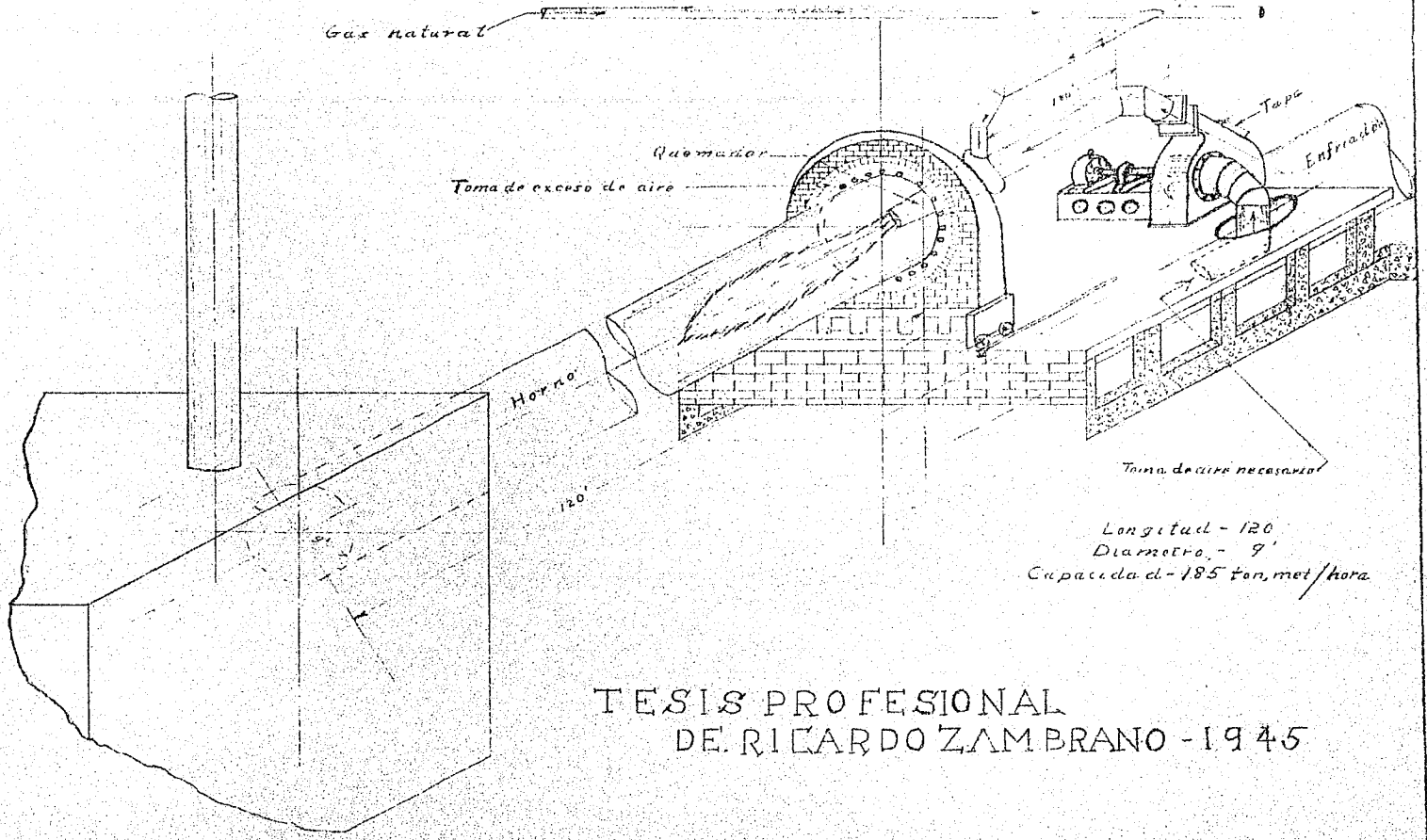
$q_e + q_g$ = 203,107 B.T.U./100 lb. de clinker.

Finalmente el Balance de Calor del horno nos quedaría en la siguiente forma:

Base 100 lb. de clinker.

Calor dado por el combustible		355,330 B.T.U.
Calor para secar la Materia Prima	1,316 B.T.U.	
Calor de Reacción	71,721 B.T.U.	
Calentamiento del CO_2 hasta la temperatura de salida de los gases	17,326 B.T.U.	
Calentamiento del aire necesario hasta la temperatura de entrada al quemador y el exceso de aire hasta la temperatura de salida de los gases de combustión	41,354 B.T.U.	
Pérdidas de calor en el clinker	20,506 B.T.U.	
Pérdidas de calor por radiación y debido al arrastre de polvos por los gases de combustión	203,107 B.T.U.	
	355,330 B.T.U.	355,330 B.T.U.

HORNO DE CEMENTO



TESIS PROFESIONAL
DE. RICARDO ZAMBRANO - 1945

C A P I T U L O T E R C E R O

B A L A N C E D E C A L O R Y C O N S U M O D E G A S N A T U R A L T O M A N D O E N C U E N T A E L P R E C A L E N T A M I E N T O D E L A I R E

CAPITULO III

Como se dijo en los capítulos anteriores, la Planta - carece en la actualidad de un sistema de recuperación del calor que sale con el clinker.

Hay un tipo de enfriador que fabrica Allis Chalmers, y que está hecho con el fin de aprovechar el calor sensible que sale con el clinker, teniendo como base un enfriamiento controlado del clinker, por medio de aire que circula a través de una capa de espesor constante de este mismo material.

Como carezco de manera para sacar los datos necesa--- rios, experimentalmente, usaré los datos de temperatura que la Allis Chalmers en un folleto (Octubre 1938) que describe en funcionamiento de estos enfriadores en una planta localizada en -- Salta, Argentina.

Por medio de dichos enfriadores, precalientan el exceso de aire a 1000°F. (538°C.) y el aire necesario a 400°F. (204 grados C.), siendo la temperatura de salida del clinker de --- 200°F. (93°C.).

Como es natural, este precalentamiento del aire, trae consigo un ahorro de combustible que viene equivaliendo a lo siguiente:

a).- A la diferencia que existe, de en vez de calen-- tar el exceso de aire de 398°F., temperatura a la cual entra el exceso de aire al horno sin usar sistema de recuperación, hasta la temperatura de salida de los gases a calentar dicho exceso - desde 1000°F., hasta la temperatura de salida de los gases.

b).- Como es sabido, al aumentar la temperatura del aire necesario para la combustión, aumenta la temperatura de la flama, lo viene equivaliendo, si se mantienen las demás condiciones del horno fijas, a un ahorro de combustible que, en este caso, será igual a la diferencia de contenido de calor del aire a 176°F. al aire a 400°F.

Considerando que todo el resto del sistema horno-enfriador trabaja en las mismas condiciones, y usando las consideraciones y datos anteriores podemos calcular el ahorro de combustible.

a).- Ahorro de combustible al precalentarse el exceso de aire.

Del capítulo anterior tenemos los siguientes datos:

Aire necesario 3995 ft^3/100 lb. clinker.

Exceso de aire 977 ft^3/100 lb. clinker.

lbs. H_2O Aire necesario = 0.8262

lbs. H_2O Exceso de aire = 0.2021

Poder calorífico del comb. = 1008 B.T.U.

Δ Q aire necesario = mols. aire (q aire 400°F = q aire 176°F) + (q H_2O 400°F - q H_2O 176°F)

Δ Q exceso de aire = mols. exceso de aire (q aire 1000°F - - q aire 398°F) + mols. H_2O (q H_2O 1000°F - - q H_2O 398°F)

$$\Delta Q \text{ aire necesario} = \frac{3995}{359}(2530 - 980) + \frac{0.8262}{18}(3180 - 1210)$$

$$= 29{,}280 \text{ B.T.U.}$$

Esto es lo que se ahorra precalentando el aire necesa

rio de 176°F. a 400°F., que viene siendo un ahorro de combustible de:

$\frac{29,280}{1008}$ = 29.05 ft^3 de gas natural por 100 lb. de clinker - producidas.

Por lo que respecta al exceso de aire, tenemos que:

$$\Delta Q \text{ exceso de aire} = \frac{977}{359} (6580 - 2500) + \frac{0.2021}{18} (8100 - 3100)$$

$$= 11,662 \text{ B.T.U.}$$

que vienen equivaliendo a:

$\frac{11,662}{1008}$ = 11,57 ft^3 de gas natural/100 lb. de clinker.

En total se vienen recuperando 40,942 B.T.U., que vienen significando un ahorro de 40.62 ft^3 de gas por 100 lb. de - clinker.

Ahora tenemos que el calor específico del clinker a - 2192°F. (1200°C.) es de 0.253, y el calor específico del clinker a 200°F. (93°C.) es de 0.193.

En seguida tenemos que el clinker sale del horno y entra al enfriador a 2192°F., y sale del enfriador a 200°F., es - decir, la cantidad de calor que estaría sujeta a recuperación - en 100 lb. de clinker sería:

$$Q = cp_{ta}\ ta \times 100 - cp_{tb}\ tb \times 100$$

$$Q = 0.253 \times 2192 \times 100 - 0.193 \times 200 \times 100 = 51,598 \text{ B.T.U.}$$

El rendimiento del enfriador sería de:

$$51,598 \text{ — } 100$$

$$40,942 \text{ — } x$$

$$\frac{100 \times 40,942}{51,598} = 79.35\ \%$$

Ahora tenemos que con el sistema de recuperación, el gasto de gas natural por 100 lb. de clinker producidas será de 311.89 ft^3/100 lb. de cliner, y como sabemos del capítulo anterior, que necesitamos 972 Mols. de aire para 100 Mols. de gas - natural, calculamos el aire necesario, considerando el gas natural como perfecto:

$$311.89\ ft^3 = \frac{311.89}{359} = 0.869\ \text{Mols.}$$

$$V_i = 972\ \underset{(1)}{\frac{0.869}{100}}\ \underset{(2)}{359}\ \underset{(3)}{\frac{760}{710 - P_{V\,71.6^\circ F}}}\ \underset{(4)}{\frac{65 - 460}{492}}$$

(1) $\frac{\text{Mols. aire}}{\text{100 mols. gas}}$

(2) $\frac{\text{Mols. aire}}{\text{100 lb. clinker}}$

(3) $\frac{ft^3 \text{ aire cond. std.}}{\text{100 lb. clinker}}$

(4) $\frac{ft^3 \text{ aire seco en Mont.}}{\text{100 lb. clinker}}$

$$V_i = 3557\ ft^3/100\ \text{lb. clinker}$$

Si queremos seguir trabajando el horno con el mismo - exceso de aire de 24.45 %, tenemos que:

$$\text{Exceso de aire} = 3557\ \frac{24.45}{100} = 870\ ft^3/100\ \text{lb. clinker}$$

Ya con estos datos, podemos hacer el balance de calor del horno para poder apreciar mejor las ventajas obtenidas con el precalentamiento del aire.

Balance de Calor. Base 100 lb. de clinker

Este balance está hecho siguiendo los mismos pasos dados en el balance anterior y considerando que a excepción del -

aire, todo lo demás permanece constante.

a).- Calor usado en secar la materia prima, evaporando el contenido de agua y calentado dicho vapor a la temperatura de salida de los gases.

$$q_a = 1,316 \text{ B.T.U.}$$

b).- Calor de Reacción.

$$q_b = 71,712 \text{ B.T.U.}$$

c).- Calentamiento del Bióxido de Carbono, originado por la descomposición de los carbonatos de Ca y Mg, hasta la -- temperatura de salida de los gases de combustión.

$$q_c = 17,326 \text{ B.T.U.}$$

d).- En el calentamiento del exceso de aire, hasta la temperatura de salida de los gases, y en el calentamiento del - aire necesario hasta la temperatura de entrada de éste al quemador, y asimismo el vapor de agua del aire usado hasta la temperatura de salida de los gases.

Tenemos que el aire necesario son 3577 ft^3/100 lb., y el exceso de aire de 870 ft^3/100 lb. de clinker.

Vamos a tomar la misma temperatura ambiente y humedad relativa del aire que usamos en los cálculos anteriores. Conociendo estos datos podemos saber las libras de vapor de agua que llevan, tanto el aire necesario como el exceso de aire.

$$\text{Lbs. } H_2O \text{ Aire necesario} = 0.006 \frac{3557}{29} = 0.735 \text{ lb.}$$

$$\text{Lbs. } H_2O \text{ Exceso de aire} = 0.006 \frac{870}{29} = 0.180 \text{ lb.}$$

Con esto se calcula el calor que se utiliza en calentar el aire necesario, desde la temperatura de entrada del mis-

mo al enfriador, hasta la temperatura de entrada al quemador, y de la misma manera el exceso de aire, desde la temperatura ambiente hasta la temperatura de salida de los gases de combustión puesto que vamos a considerar el horno y el enfriador como una sola unidad.

En cuanto al vapor de agua que lleva el aire, es calentado en su totalidad hasta la temperatura de salida de los gases de combustión.

$$q \text{ aire necesario} = \alpha_1 \left(q_{\text{aire } 400^\circ F} - q_{\text{aire } 71.6^\circ F}\right) + \gamma_1 \left(q_{H_2O\ 1418^\circ F} - q_{H_2O\ 71.6^\circ F}\right)$$

$$q \text{ exceso de aire} = \alpha_2 \left(q_{\text{aire } 1418^\circ F} - q_{\text{aire } 71.6^\circ F}\right) + \gamma_2 \left(q_{H_2O\ 1418^\circ F} - q_{H_2O\ 71.6^\circ F}\right)$$

q aire $71.6^\circ F$ = 262 B.T.U./lb. mol.

q H_2O $71.6^\circ F$ = 326 B.T.U./lb. mol.

q aire $400^\circ F$ = 2,530 B.T.U./lb. mol.

q H_2O $1418^\circ F$ = 11,900 B.T.U./lb. mol.

q aire $1418^\circ F$ = 10,000 B.T.U./lb. mol.

$$q \text{ aire necesario} = \frac{3577}{359} (2,530 - 262) + \frac{0.735}{18} (11,900 - 326)$$

$$= 23,061 \text{ B.T.U.}$$

$$q \text{ exceso de aire} = \frac{870}{359} (10,000 - 262) + \frac{0.180}{18} (11,900 - 326)$$

$$= 23,710 \text{ B.T.U.}$$

$$q_d = 46,771 \text{ B.T.U./100 lb. clinker.}$$

q_f Calor que se pierde debido a la temperatura a que sale el clinker.

En este caso la temperatura del clinker es bastante - menor que la temperatura a que salía en el caso anterior. La temperatura a que sale es de 200°F., y como el material entra a 80°F., la pérdida de calor por este concepto será, para 100 lb. de clinker de:

$$q_f = 100\ Cp_{200°F}\ 200 - 100\ Cp_{80°F} :: 80$$

$$cp\ 200°F = 0.193$$

$$cp\ \ 80°F = 0.188$$

$$q_f = 100\ (0.193)\ 200 - 100\ (0.188)\ 80$$

$$q_f = 2356\ \text{B.T.U./100 lb. clinker.}$$

q_e) y q_g) Tenemos que en este caso, para producir 100 lb. de clinker, calculamos que se necesitan 311.89 ft^3 de gas natural; como el poder calorífico de este gas es de 1008 B.T.U. por ft^3, el calor dado por 311.89 ft^3 es de 314,385 B.T.U.

La diferencia de este valor con la suma de los gastos de calor calculados anteriormente nos dará el valor de las pérdidas de calor por radiación, a través de las armaduras del horno y del enfriador, y asimismo las pérdidas de calor debidas al arrastre de polvos por los gases de combustión.

$$Q\ comb. = q_a + q_b + q_c + q_d + q_e + q_f + q_g +$$

$$314,385 = 1,316 + 71,721 + 17,326 + 46,771 + q_e +$$

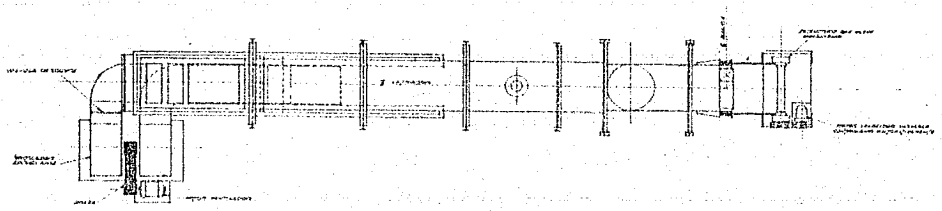
$$+ 2356 + q_g$$

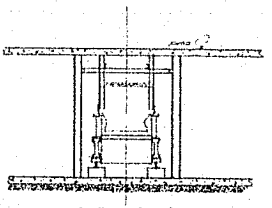
$$q_e + q_g = 174,895\ \text{B.T.U./100 lb. de clinker.}$$

Por lo que el balance de calor del horno con el aire precalentado, nos quedaría en la siguiente manera:

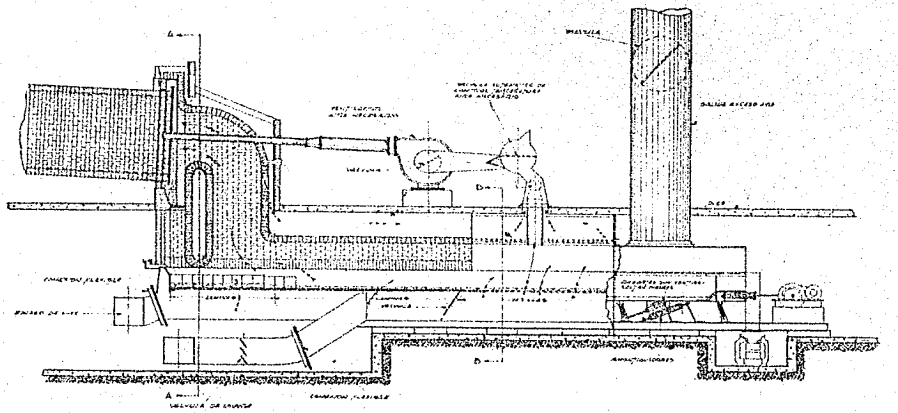
Base 100 lb. de clinker

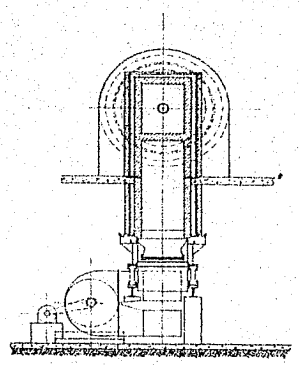
Calor producido por el combustible		314,385 B.T.U.
Calor para secar la Materia Prima	1,316 B.T.U.	
Calor de reacción	71,721 B.T.U.	
Calentamiento del CO_2 hasta la temperatura de salida de los gases de combustión	17,326 B.T.U.	
Calentamiento del aire necesario hasta la temp. de entrada al quemador y exceso de aire, hasta la temp. de salida de los gases de combustión	46,771 B.T.U.	
Pérdidas de calor en el clinker	2,356 B.T.U.	
Pérdidas de calor por Radiación y debido al arrastre de polvos por los gases de combustión	174,895 B.T.U.	
	314,385 B.T.U.	314,385 B.T.U.





CORTE "B-B"





CORTE "A-A"

ENFRIADOR

TESIS PROFESIONAL

RICARDO ZAMORANO N. 1945

C A P I T U L O C U A R T O

E Q U I P O

CAPITULO IV

E Q U I P O

El equipo que escogí para la recuperación del calor - sensible del clinker de un horno de cemento, fué el que fabrica Allis Chalmers y que su fundamento principal es el enfriamiento del clinker por medio de una corriente de aire frío a través de una cama de clinker de espesor constante.

El enfriador consta esencialmente de un sistema de -- transporte del clinker y un elemento fijo que aísla el sistema de transporte del exterior.

El sistema de transporte del clinker, consiste en una serie de placas formadas a su vez por una serie de láminas que dejan entre sí un espacio de 1/16 de pulgada, por el cual es -- permitido el paso de la corriente de aire a través de la cama de clinker.

Dichas placas tienen un movimiento de vaivén producido por un excéntrico de 250 a 300 revoluciones por minuto, te-- niendo por consecuencia una agitación de la capa de clinker así como el transporte del mismo a la descarga del enfriador.

Todo el material de este sistema es de una aleación - resistente tanto al calor como a los golpes ocasionados por el clinker al estar cayendo del horno, así al principio del enfria dor las láminas que forman las placas son de 1/4 de pulgada de grueso y de 3 pulgadas de ancho; un poco más adelante dichas lá minas son de 2 pulgadas de ancho, y en la parte final del enfria

dor en vez de láminas, son varillas de 1/4 de pulgada de diámetro.

Este sistema de transportes está dotado de unos resortes para contrarrestar la inercia del movimiento de vaivén, disminuyendo el consumo de energía necesaria para el transporte del material.

El aire usado es proporcionado por dos abanicos, uno para el exceso de aire que se quiere tener en el horno, y otro para el aire necesario de tal manera que estas cantidades de aire, entran perfectamente controladas y al mismo tiempo con la mira de ahorrar energía, pues el exceso de aire va con una presión de 4 pulgadas de agua, y el aire necesario a 2 pulgadas de agua. La ventaja que presenta el uso de dos abanicos en vez de uno es, que de en vez de comprimir la totalidad del aire a la mayor presión necesaria, se comprime a esa presión solamente la porción de aire que se necesita, y el resto va a una presión más baja, llenando las condiciones requeridas por el caso.

La profundidad de la capa de clinker es controlada por medio de un motor de velocidad variable, que regula la velocidad a la que es transportado el clinker. El motor de velocidad variable es accionado por medio de un par termo-eléctrico localizado casi al principio del enfriador.

La temperatura del aire necesario así como la cantidad, es controlada por medio de unas válvulas termoestáticas que regulan la cantidad de aire frío del exterior que va a mezclarse con el aire caliente del enfriador para mantener al aire a la temperatura deseada.

Además tenemos en el enfriador una salida de exceso de aire que no se va a utilizar, ni como exceso en el horno, ni como aire necesario para la combustión.

Todo está dentro de una armazón metálica, recubierta en su parte interior por material refractario, asimismo se necesita una construcción de material refractario para comunicar la boca de descarga del horno con el principio del enfriador.

Como equipo adicional, tenemos los abanicos que van a proporcionar el aire.

Tenemos que el aire necesario para la combustión es de 3557 ft^3, a la presión local y a la temperatura ambiente, y tomando como base 100 lb. de clinker. La producción del horno es de 18.5 Ton. métricas/hora o sea 40,792.5 lb./hora, por lo que, el aire necesario para quemar el gas que se consume para producir dicha cantidad de clinker será de 1,450,989 ft^3/hora, o sea 24,183 ft^3/min.

El exceso de aire que tiene el horno tomando como base 100 lb. de clinker es de 870 ft^3; por lo que, para la producción del horno por hora se necesitan 354,894 ft^3/hora, que vienen siendo 5915 ft^3/min.

Por lo tanto, necesitamos dos ventiladores y los escogemos del tipo de aspas múltiples y con una capacidad respectivamente de 24,500 ft^3/min. y 6000 ft^3/ seg.

Ahora vamos a calcular la potencia del motor para estos abanicos.

Del Perry tenemos la siguiente ecuación:

$$H\,P = \frac{5.2\ Q\ h}{33000 \times E}$$

en donde:

Q = pies cúbicos de aire por minuto.

h = presión estática desarrollada por el abanico en pulgadas de agua.

E = eficiencia del ventilador.

Para el ventilador del aire necesario.

$$H\,P = \frac{5.2 \times 24,500 \times 4}{33,000 \times 0.60} = 25.7\ H.P.$$

Para el ventidador del exceso de aire.

$$H\,P = \frac{5.2 \times 6,000 \times 2}{33,000 \times 0.60} = 3.2\ H.P.$$

Resumen y costos del equipo necesario.

1 Enfriador de 4' - 6" x 55' - 0"

1 Motor de velocidad variable de 5 H.P. para mover el excéntrico.

2 Pares Termoeléctricos.

20 Metros de tubería de 20".

1 Salida de exceso de aire.

2 Juegos de válvulas automáticas, para controlar la cantidad y temperatura del aire primario.

Todo el equipo, incluyendo planos para la instalación tiene un costo aproximado (1939) de ..... $ 92,200

1 Ventilador de 24,500 ft^3/min de aire, a una presión estática de 4 pulgadas de agua 6,500

1 Motor de 26 H.P. 2,200

1 Ventilador de 6000 ft^3/min. de aire a una presión

estática de 2 pulgadas de agua	$ 4,800
1 Motor de 3.5 H.P.	1,300
42 Metros cúbicos de material refractario para recubrir todo el enfriador, considerando el espesor de 1 ft., e incluyendo el material refractario que comunica al horno con el enfriador con un costo de	5,200
Mano de Obra e Instalación 10% del costo	11,220
Costo Total	$ 123.420

C A P I T U L O Q U I N T O

C O N C L U S I O N E S

CAPITULO V

Como vimos en el Capítulo III, el ahorro de combustible por 100 lb. de clinker producidas es de 40.62 ft^3 de gas natural; ahora bien, la producción del horno es de 18.5 Ton. métricas por hora, que vienen equivaliendo a 40,792.5 lb. por hora, por lo que el ahorro de gas natural por hora será:

$$1\ ft^3 = 0.0283\ m^3$$

$$40.62\ ft^3 = 1.149546\ m^3$$

El ahorro de gas natural por hora será de:

$$40{,}792.5\ \frac{1.149546}{100} = 468.929\ m^3 \text{ de gas natural.}$$

El resultado está dado en unidades del sistema métrico así como los datos necesarios para empezar el problema.

El precio de gas natural es aproximadamente de 1.015 centavos, por lo que el ahorro en efectivo viene siendo de ---- $ 4.76 por hora, que nos da un total de $ 41,697.60 por año.

Tomando en consideración el monto de la inversión --- $ 123,420.00, se ve que se necesitan 3 años aproximadamente para amortizar el equipo, y como la duración de este equipo es -- grande, teniendo como mínimo un período de tiempo de 25 años, - la inversión es buena desde el punto de vista económico.

Este sistema de recuperación daría mayores beneficios en los lugares en que el combustible resulta más caro dada la - localización de la planta con respecto a la fuente de aprovisionamiento del combustible.

Ahora, considerando el producto obtenido, vemos que -

si producimos un clinker en el que no haya CaO libre, es decir, un clinker en la que la combinación sea perfecta, dada la temperatura de salida del mismo, puede pasar directamente a molerse sin presentar ningún aumento de resistencia a la molienda.

En cambio sin este sistema de enfriamiento, se tiene que dejar el clinker almacenado al aire libre durante un tiempo determinado para que disminuya la temperatura y no aumente la resistencia del mismo para molerse, pues como es bien sabido, este material caliente es más resistente a la molienda y además ocasionaria una temperatura demasiado elevada en el equipo que efectúa esta operación.

Si en el clinker obtenido hay CaO libre presente, se tiene que dejar "madurar" de cualquier manera, debido a que se obtendría un cemento cuyo poder de expansión sería demasiado alto.

Dejándose "madurar" parte de este CaO, se hidrata, obteniéndose un cemento con expansión normal.

BIBLIOTECA CENTRAL
U. A. N. L.

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

Industrial Stochiometry	Lewis and Radash (McGraw Hill, 1936)
Chemical Engineers' Handbook	Perry (McGraw Hill, 1941)
Principles of Chemical Engineering	Walker (McGraw Hill, 1937)
Industrial Chemical Calculations	Hougen & Watson (Wiley & Sons, 1936)
Cement Chemist and Works Managers Handbook	Watson - 1936
Catálogos de Allis Chalmers	1938, 1939
Principles of Chemical Engineering	Badger (McGraw Hill, 1931)
Revistas: Pit and Quarry, Chemical and Metalurgical Engineering	1939, 40 , 41
Portland Cement	Meade (Williams and Norgate, 1911)