Universidad Nacional Autónoma de México

FACULTAD DE QUIMICA

45

Balance de Calor del Sistema Horno - - molino en una Fabrica de Cemento Portland Ubicada en Atotonilco; Hgo.

TESIS PROFESIONAL

Que Para Obtener el Título de:

INGENIERO QUIMICO

P r e s e n t a

Antonio Bernardino Becerril Contreras

México, D. F. 1978

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.

M.T 55

FACULTAD DE QUIMICA D.F.
U.N.A.M.
BIBLIOTECA

A la memoria de mi querida MADRE Sra. Elena Contreras Colín, quien en vida trabajó incansablemente por nosotros sus hijos y nos brindo mucha ternura.

Con amor a mi Esthelita quien ha sabido hacerme feliz con el dulce cariño que me brinda.

A mi hijo que espero con mucho cariño y que viene en las entrañas de mi esposa.

A mi Padre Sr. J. Guadalupe Becerril Robles, con mi eterno agradecimiento por su esfuerzo en educarnos a todos sus hijos.

A mis hermanos:

Bertha
Valentín
Manuel
Elena
Lupita.

Por el buen ejemplo y amor fraternal que me han dado.

A la memoria de mis Tíos Francisco y Felipe Contreras Colín, a quienes admiro por su espíritu emprendedor y enorme capacidad de trabajo.

A mis Maestros y Compañeros de Escuelas donde me he educado.

PRESIDENTE I.Q. Rudi P. Stivalet Corral

VOCAL I.Q. José F. Guerra Racasens

SECRETARIO I.Q. Ramón Arnaud Huerta

Ier.SUPLENTE I.Q. Enrique Bravo Medina

2do.SUPLENTE I.Q. Ariel Bautista Salgado

Sitio donde se desarrolló el tema: Cementos Tolteca S.A. Div. Atotonilco

Nombre completo y firma del sustentante: Antonio Bernardino Becerril Contreras

Nombre completo y firma del asesor del tema: I.Q. Ramón Arnaud Huerta

Nombre completo y firma del supervisor técnico: I.Q.A Alfredo Alfonso Ureña Frausto

INDICE

INTRODUCCION

CAPITULO I.- HISTORIA DEL CEMENTO PORTLAND.

I.- Importancia del horno en la fabricación del cemento portland.

2.- Los hornos de la antigüedad, y del siglo pasado

3.- Los hornos del siglo XX

4.- Futuros diseños de precalentadores.

CAPITULO II.- EL CEMENTO, SU COMPOSICION QUIMICA Y USOS.

I.- Definiciones.

a.- Cemento

b.- Clinkerización.

c.- Hidraúlicos.

d.- Anhidridad.

e.- Cales.

2.- Tipos de cemento.

a.- Cementos naturales.

b.- Cemento portland.

c.- Cemento de altos hornos.

3.- Cambios fisicoquimicos en el sistema del horno rotatorio.

a.- Zona de secado.

b.- Zona de precalentamiento.

c.- Zona de descarbonatación.

d.-Zona de conbinación.

e.-Zona de enfriamiento.

4.-Diagrama de temperatura en el horno rotatorio.

5.-Reacciones entre la cal y los oxidos de sílicio, aluminio y fierro.

CAPITULO III.-DESCRIPSION DE LA PLANTA

I.-Ubicación

2.-Materia prima utilizada

3.-Descripsión del proceso.

CAPITULO IV.-EL HORNO ROTATORIO.

I.-El precalentador

2.-El horno rotatorio.

3.-El enfriador

CAPITULO V.-EL MOLINO DE CRUDO

I.-Ubicación.

2.-Objetivo.

3.-Proceso del molino de crudo.

CAPITULO VI.-EL SISTEMA HORNO MOLINO.

I.-Objetivo. 2.-El proceso del sistema

CONSIDERACIONES PRELIMINARES A LOS BALANCES DEL SIST.

CAPITULO VII.-BALANCE DE MATERIALES.

I.-Balance de materiales del horno rotatorio

2.-Balance de materiales del molino de crudo

a.-Materiales que entran.

b.-Materiales que salen.

CAPITULO VIII.-BALANCE DE CALOR.

I.-Balance de calor del horno

a.-Calor sensible de los gases

b.-Calor potencial del combustóleo

c.-Calor sensible del combustóleo.

d.-Calor sensible del crudo.

e.-Calor teorico de reacción.

f.-Calor necesario para evaporar el agua

g.-Calor sensible del aire desalojado en el enfriador.

h.-Calor sensible del clinker.

i.-Calor perdido en la coraza del horno y en las etapas del precalentador.

2.-Balance de calor del molino

a.-Calor sensible de los gases de entrada

b.-Calores sensibles de la mescla y del aire fresco alimentado.

c.-Calor sensible del crudo

d.-Calor sensible de los gases de salida

e.-Calor sensible del agua asociada al crudo

f.-Calor latente de evaporación de la mezcla alimentada.

3.-Cálculo de la húmedad de los gases de sa

lida del molino de crudo.

CAPITULO IX.-BALANCE COMBINEDO DE MATERIA Y ENERGIA EN LA TORRE DE ACONDICIONAMIENTO A LA ENTRADA DEL FILTRO ELECTROSTATICO.

CAPITULO X.- ANALISIS DE RESULTADOS

CONCLUCIONES

INTRODUCCION

El sistema horno-molino como su nombre lo indica está formado por 2 partes principales, que son: El horno rotatorio y el molino de crudo.

La finalidad del horno rotatorio es la de elevar la temperatura de la harina cruda alimentada, hasta provocar las reacciones químicas, que producen el clinker del cemento portland. El calor requerido para incrementar la temperatura anterior, es producido por la combustión del aceite pesado(combustible).

La finalidad del molino de crudo es la de moler la mezcla de caliza, arcilla y fierro. La operación de esta máquina requiere de cierta cantidad de calor. Este calor es proporcionado tradicionálmente, en la industria cementera, por un hornito adicional, pero en nuestro caso del sistema horno-molino, se aprovecha el calor de los gases calientes que salen del horno rotatorio.

El objetivo de esta tesis es hacer un balance de calor en el sistema horno-molino, para saber como se utiliza el calor generado por la combustión del aceite pesado, para que aunado al conocimiento de la operación del horno rotatorio principalmente, se pue-

da tener una base para poder mejorar dicha operación, en el sentido de ahorrar combustible, para reducir el costo de manufactura del cemento portland.

CAPITULO I

HISTORIA DEL CEMENTO PORTLAND

I.- Importancia del horno en la fabricación del cemento - portland.

El horno siempre ha sido la parte más importante de una fábrica de cemento, ya que en él se efectúan - las reacciones químicas, que producen al clinker; es por supuesto la parte más costosa, y la más difícil - de operar. Los progresos de la indústria cementera, - han sido en función de los avances que ha tenido el - horno rotatorio, por lo tanto, para hacer una breve - descripción del historial del cemento pórtland, la haré en función del horno rotatorio.

2.- Los hornos de la antigüedad .

Cerca de Riverside, California, U.S.A. hay relí - quias de hornos subterraneos, en los cuales constructores mexicanos de principios del siglo pasado, quemaban piedra caliza, para transformarla en cal, poste - riormente se usaron hornos con forma de botella y con forma de columna, al sur de california a fines del siglo pasado.

Federick Kansome patentó el primer horno rotato - rio en Inglaterra en 1855, posteriormente el horno ro

tatorio tuvo una interrupsión, ya que pasaron varias décadas para que el horno rotatorio se pusiera en operación y produjese clinker. Los ingenieros americanos fueron los pioneros de este horno, y hacia el año de 1895 construyeron el primer horno en América, puesto en marcha el mismo año.

3.- El horno rotatorio del siglo XX

En la actualidad es el horno rotatorio el usado en la industria, por ser el que requiere menos horas hombre por tonelada de cemento, produce el mayor tonelaje, con mejor uniformidad.

El primer horno de Ransome tenía 18 pulgadas de diámetro y 15 pies de largo. Posteriormente en 1900 el horno tenía un diámetro y longitud mayor a las anteriores. En el transcurso de los años fueron aumentando las dimenciones de estos hornos, para incrementar la producción, la materia prima alimentada a estos hornos se hacía en forma de lodos y a este proceso se le llamó proceso húmedo. La razón para usar este proceso fué por que el material en forma de pasta es más fácil de homogenizar, con lo cual se puede obtener un clinker de mejor calidad, además que hay materiales que se prestan más a ser mojados como pasta

que en forma de polvos.

Al paso de los años se ideó arreglar un sistema con precalentador, lo cual vino a revolucionar a la industria del cemento portland. El desarrollo de los hornos con precalentador ocurrió principalmente en Europa, particularmente en Alemánia, por diversos motivos: A.- Las materias primas eran relativamente secas B.- En Alemánia no hay abundancia de combustibles sólidos y líquidos de buena calidad, por lo que constituyó un incentivo a favor de la economía térmica. Esta se logró en parte gracias a las calderas calentadas con desechos, para generar energía, aunque crearon sus propios problema, y al aumentar las posibilidades de obtener energía de otras fuentes, se buscarón medios alternos para aprovechar el calor desperdiciado. Los precalentadores se empezaron a desarrollar en hornos relativamente cortos, los cuales fueron alimentados en forma de polvo húmedecido en un mezclador, con el fin de reducir la cantidad de polvos arrojados por la chimenea y poder controlar la velocidad del material dentro del horno.

Devido a la temperatura de los gases de salida de estos hornos, el consumo de combustible fué muy alto,

arriva de 1500 Kcal/Kg.clinker, dependiendo este valor de la longitud del horno, con este procedimiento se observó que el consumo de combustible era ligeramente mayor en el proceso húmedo, ademas prestaba mayores ventajas que en el proceso semiseco, con lo cual se vió la necesidad de investigar otro proceso que hiciera competitivo al sistema.

Una de las formas ere obviamente utilizando los gases de escape con lo que se planteaban 2 alternativas: A.- Utilizar los gases para producir vapor y generar electricidad; B.- Para precalentar el material antes de alimentarlo al horno.

La primera alternativa estuvo de moda durante el periodo entre las 2 guerras mundiales y muchas plantas utilizaron este sistema.

Este sistema dejó de utilizarse debido a que con el desarrollo del proceso seco, los generadores de vapor resultaron inoperantes, además de que constantemente se interferian los 2 sistemas (horno y generador).

La segunda alternativa se dividió en 2 categorias I.- Proceso semiseco; 2.- Proceso seco.

I.- Proceso semiseco: El crudo en este sistema se

produce molido en seco, tal como se produciría en el proceso seco, solo que se exige en aquel que el material entre en forma de bolitas. La manera de estas bolitas es por medio de agua (IO a I8%) a este procedimiento se le conoce como parrilla Lepol y precalentador Davis. La caracteristica de este precalentador es el intercambio de calor que tiene lugar en la parrilla, sobre la cual se forma una cama de bolas por las que pasa una corriente de gases calientes provenientes del horno. La eficiencia termica de este sistema es de 52%.

2.- Proceso seco: Es el proceso en el cual se calcina el material en forma de polvo, nodulo o briqueta. El objetivo de este proceso es transferir eficientemente el calor contenido en una corriente de gases calientes provenientes del horno a una corriente de material en forma de polvo. Lo ideal es que el gas pierda la mayor cantidad posible de temperatura y que el material adquiera la mayor temperatura. Es decir que el gas a la salida del equipo se enfríe a una temperatura inferior al crudo que enyra, y éste se calienta a una temperatura superior a la que llevan los gases de salida.

Hacia fines de la decada de los veintes, Otto Lellep logró operar el primer sistema de precalentador de regillas Lepol y cerca de 1930 se inició la operación de unidades comerciales de un solo paso.

Puede parecer extraño que a pesar del importante ahorro de combustible, se haya preferido tan marcadamente y tan largo tiempo el proceso húmedo. Los motivos se comprenden fácilmente, si recordamos que hasta los últimos años fué dificil de homogenizar la materia prima cruda, mientras que las mezclas de lechadas fué practicada durante muchas décadas. Otro factor que debe tenerse en mente es que en numerosos sítios las materias primas tienen propiedades físicas que simplifican su preparación en forma de lechada en un grado superior a la de polvo y además la extracción de esos materiales es sencilla, por ejemplo, como en el caso de la greda del noreste de Inglaterra.

En Inglaterra se decidió construir un sistema de proceso seco (en Cauldon) . Debido a la escasez de agua, combinada con los adelantos de otros paises, se decidió poner atención a procesos alternos. Ademas del ya establecido sistema Lepol, se estudió el proceso Humboldt relativamente nuevo. Pero se rechazó este

proceso, ya que en esa época las emiciones de polvo de los ciclones eran abundantes y no se resolvian adecuadamente con los filtros existentes.

Otro tipo de precalentador ideado es el Berz con forma cilindrica vertical conteniendo nódulos en el espacio anular al rededor de las paredes, soportadas sobre un hogar con un orificio central que alimenta al horno rotatorio. En el fondo de este precalentador se instalaron mecanismos radiales para la alimentación del horno. Tenía el atractivo de quizas atrapar al polvo más adecuadamente. Debido a la mayor profundidad del lecho. En Shoreham se estableció un diseño similar al Berz en 1955, pero en lugar de alimentar nódulos formados en platos, se utilizó el proceso semihúmedo por medio del prensado material aglomerado del filtro procedente de la lechada del proceso húmedo.

El siguiente adelanto fué la comverción de los alimentadores de empuje mecánico para la descarga de los nódulos . Se construyó un prototipo en Wilmington en 1957, pero desafortunadamente se experimentaron varios problemas de formación de anillos de clinker. Los conocimientos de este prototipo fueron utilizados para el diseño de la planta de Ewekoro, que ini-

ció sus operaciones en 1961. Se evitó el proceso normal húmedo por la necesidad de las elevadas cantidades de húmedad de la pasta (cerca del 50%), debido a la presencia de pizarras plásticas. Aunque la planta de Nigeria tuvo éxito, una planta similar en Bavens sufrió de grves problemas de acumulación. Posteriormente una planta construida en Dunstable experimentó también problemas técnicos y de costo, que quedaron sin resolver cuando finalmente la planta cerró.

Creció el interes sobre el proceso Humboldt, aunque desde el punto de vista de la utilizacion térmica el proceso Humboldt estaba en desventaja comparado con el Lepol, pero este ultimo no era adecuado para todo tipo de material. La materia frágil y de nódulos pobres crearón problemas en las rejillas, además los materiales crearon problemas similares en el proceso semihúmedo.

Por lo tanto aunque el sistema Lepol resultó satisfactorio para las materias primas de Cauldon, cuando se estudiaron las de Plymstock fueron consideradas poco satisfactorias para el proceso semihúmedo y semiseco y fué necesario considerar el proceso Humboldt.- Se consideró que el proceso Humboldt había mejorado

en muchos aspectos, como el filtrado efectivo, y en - 1961 se inició satisfactoriamente la operación del -- horno rotatorio #I.

A partir de esta fecha se instalaron en el reino unido Britanico otras plantas Lepol: Dunbar en 1963,- Weardale en 1965 y Cookstwn en 1968, mientras que en otros paises ganaba procedencia el proceso seco, ya - fuera segun el sistema Humboldt o con el sistema de - otros tipos. Un factor adicional para la selección de del proceso Lepol en Dunbar, Weardale y Cookstwn fué el hecho de que ya se toma experiencia y planos depurados.

Sin embargo para la nueva planta de Hope dada la fragilidad de la materia prima, el éxito y la experiencia de las plantas Humboldt fuera de Inglaterra, era de esperarse la selección de un precalentador de suspensión.

Otros fabricantes habian entrado a ese ramo desde 1958, Polisius observó la declinación de la rejilla - Lepol y desarroyó el sistema Depol, seguido por F.L.- Smidth y Miag. El sistema Dopol es como el que se estudiará en los capitulos posteriores(horno # 4).

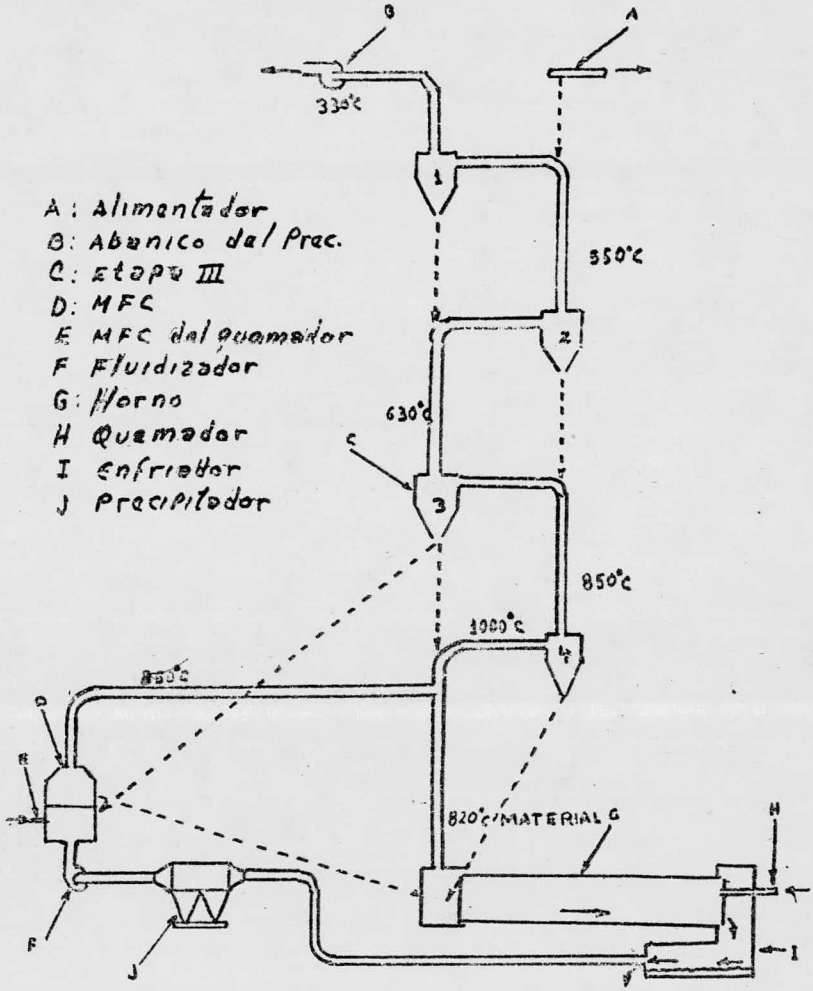
4.- Futuros diseños de precalentadores.

Los adelantos más recientes en el diseño de grandes precalentadores de suspensión ocurrió en Jajón, y teniendo en común con las demas indústrias de otros - paises, el hecho de dirigirse a unidades simples cada vez mayores que conducen a nuevos problemas, como particularmente en lo que se refiere a la vida del ladrillo relativamente corta en los hornos rotatorios de - gran diametro, y también en las dificultades meramente mecánicas de la manufactura de llantas de grán diámetro; por lo tanto es necesario prestar atención al proceso de sinterización y la posibilidad de utilizar el horno rotatorio unicamente para la etapa final de la combustión, incluyendo la formación decendente, para la que el horno rotatorio está bién adaptado. Esto requirió la introducción de un horno auxiliar entre el horno rotatorio y el precalentador de suspensión,- en el diseño y operación de estos hornos auxiliares - es en lo que difieren los sistemas.

La linea de desarroyo Mitsubichi ha constituido en introducir un calcinador fluidificado entre el horno rotatorio y el precalentador de suspensión.

En una de las gráficas de esta tesis se muestra esquematicamente la linea del horno rotatorio Mitsubi-

chi, y como puede verse está constituido por cuatro etapas, un horno adicional, el horno rotatorio y el enfriador.



TESIS PROFESIONAL
ANTONIO BECERRIL C
diagrama horno mitsubichi
FAC DE QUIMICA
U.N.A.M

CAPITULO II

EL CEMENTO, SU COMPOSICION QUIMICA Y USOS

I.- Definiciones.

a.- Cementos: Son aqellos materiales que se endurecen tanto en el agua como en el aire y que despues de su endurecimiento son aglomerantes, resistentes a la acción del agua, que están compuestos principalmente por composiciones de óxido de cálcio con silice, aluminio y óxido férrico y que además cumple con las normas dictadas para tales materiales especialmente con lo relativo a resistencia y estabilidad de volumen.

b.- Clinkerización: Es el fenomeno en el cual las reacciones químicas del material alimentado, se efectuan en el horno, a la temperatura de fusión.

c.- Hidráulicos: Son aquellos materiales aglomerantes que amasados con el agua se enduresen tanto en el agua como en el aire,y despues de fraguar son insolubles en ella.

d.- Anhidridad: Todos los compuestos contenidos en el cementoportland son anhidros, y al entrar en contacto con el agua se hidratan.

e.- Cales: La combustión de cal consiste esencialmente, en la calcinación de alguno de los materiales natura-

les, que contiene carbonato de calcio a una temperatura suficiente para descomponerse en CO_2. El $CaCO_3$ es contenido en alto grado de composición en las siguientes variedades naturales: piedra caliza, yeso, marmol, etc.

La reacción $CaCO_3 \longrightarrow CaO + CO_2$ se lleva a cabo a presión atmosférica y a 894°C, este proceso se puede efectuar en horno de columna, en horno rotatorio o en alguna otra forma primitiva de combustión. Hay varios tipos de cales cuya composición y propiedades dependen de la materia prima utilizada, y la eficiencia de la combustión también influye.

2.- Tipos de cementos:

a.- Cementos náturales: Son materiales obtenidos de la combustión de mézclas naturales de sustancias calcinerosas y arcillosas, a temperatura menor que la de clinkerización. El cemento romano procedió al cemento portland, y todavía es manufacturado en pequeña escala.

b.- Cemento portland: Es definido como un producto obtenido de la mezcla íntima de materiales calcinerosos y arcillosos u otro material de silicio, aluminio y óxido de fierro, llevados a temperatura de clinkerizaci-

ón, moliendo el producto (clinker) mezclado con una pequeña cantidad de yeso.

c.- Cemento de altos hornos: Es un producto obtenido por enfriamiento rápido de las escorias (cal superior de altos hornos).

Hay otros 2 tipos de cementos que para nosotros solo basto mencionarlos: Aglomerantes mixtos y los cementos Aluminosos.

3.- Cambios fisicoquimicos que se efectuan en el horno rotatorio.

La harina cruda que alimenta a un horno rotatorio es una mezcla más o menos homogenea de materias primas, que han sido sujetas unicamente a cambios físicos. Una vez alimentado el material crudo al horno, sufre una serie de cambios químicos que alteran completamente sus caracteristicas, y permite producir un nuevo producto llamado clinker. Los cambios simplificados que sufre el crudo dentro del horno son los siguientes:

Evaporación del agua libre.

Desprendimiento del agua de combinación

Disociación del carbonato de calcio y de magnecio

Combinación de la cal con la silice, aluminio y -

erro.

Enfriamiento del clinker, para que solidifiquen en forma de cristales estables.

A cada uno de estos cambios, corresponde una zona dentro del sistema:

a.- Zona de secado.

b.- " calentamiento.

c.- " descarbonatación.

d.- " sinterización o de combinación.

e.- " enfriamiento.

a.- " secado: El material que entra al sistema a una temperatura a la de evaporación del agua, es calentada hasta 100 C, una vez que el material alcanza esta temperatura, permanese constante, hasta que toda el agua libre es evaporada.

b.- Zona de calentamiento: una vez que el agua libre es evaporada en su totalidad, el material empieza ha elevar su temperatura, hasta que ésta alcance el punto en el cual las arcillas, silica, alumina y fierro empiezan a descomponerse liberando moleculas de agua de combinación y evaporandola.

c.- Zona de descarbonatación: A medida que el material sigue elevando su temperatura, ésta alcanza el punto en

que comienza la disociación y empieza a gasificar el CO_2 del carbonato de calcio y del magnecio, para liberar los óxidos correspondientes (CaO y MgO).

d.- Zona de combinación: cuando se empieza a descomponer el $CaCO_3$ y aparece el CaO. Este comienza a combinarse con los óxidos de silicio, aluminio, etc. para formar una serie de compuestos intermedios, los cuales al continuar bajo ciertas condiciones, forman los compuestos finales $3(CaO).SiO$, $2(CaO).SiO$, $3(CaO).Al_2O_3$, ------- $4(CaO).Al_2O_3.Fe_2O_3$ cuyas abreviaciones respectivas son: C_3S, C_2S, C_3A, C_4AF. Cabe aclarar que en algunos cásos esta zona tambien es conocida como zona de clinkerización; aun cuando ciertas personas acostumbran a llamar zona de clinkerización únicamente a la zona en que la reacción es violenta.

e.- Zona de enfriamiento: Una vez que el material ha alcanzado su temperatura máxima o sea la temperatura de clinkerización, las reacciones químicas cesan por completo y el material baja su temperatura bruscamente, enfriandose en la zona final del horno antes de caer al enfriador.

4.- Diagramade temperatura en un horno rotatorio.

En la explicación anterior se ha supuesto que las distintas reacciones y zonas, están perfectamente separadas unas de otras, pero en la practica es dificil distinguirlas unas de otras, o relacionarlas con las temperaturas, ya que éstas dependen de las caracteristicas de la mezcla y de las combinaciones de quemado, ademas de que las reacciones nunca son instántaneas y se sobreponen unas con otras.

Las primeras etapas del predalentador son utilizadas para elevar la temperatura de la mezcla hasta el punto de evaporación (100°C), se mantiene en esta temperatura hasta que se termine de evaporar el agua. Posteriormente continua subiendo la temperatura, y cuando alcanza 500°C, el barro comienza a liberar su agua de combinación y la elevación de la temperatura es más lenta, mientras se termina la hidratación.

AL llegar la temperatura a 900°C, comienza la disolución del carbonato de cálcio(descarbonatación), liberandose paulatinamente el CO_2 y apareciendo la cal libre (CaO). El $MgCO_3$ se disocia un poco antes, como puede verse en la gráfica de Temperatura v,s. % de CaO, que se tomó de un horno rotatorio sin precalentador.

A medida que el material alcanza temperaturas mayores, el desprendimiento de CO_2 se hace más violento y la aparición de CaO aumenta más rápidamente. Hay que hacer notar que la velocidad con la que aumenta la temperatura (pendiente de la curva) es variable;-- al principio de la descarbonatación la temperatura aumenta más lentamente ,ya que la energía térica está siendo aprovechada en la descarbonatación y a medida que ésta se va efectuando, la temperatura sube más rápidamente, puesto que hay menos carbonatos que disociar y una mayor cantidad de energía térmica se aprovecha en aumentar la temperatura.

A medida que empieza aparecer el CaO, las primeras reacciones de combinación empiezan a efectuarse,- puesto que ya tenemos una descomposición previa del barro y por lo tanto, ya tenemos partículas de SiO_2,- Al_2O_3,Fe_2O_3.

En principio, las reacciones de óxido de aluminio de silicio, etc. con la cal es muy lenta, ya que aparte de poca cal, la temperatura es baja y la reacción es seca por falta de fase líquida, pero a medida que la CaO aumenta, la reacción se hace más rápida.

Hay que tomar encuenta, que las reacciones entre la cal y los óxidos de Si, Al y Fe; para formar los -

compuestos de clinker, es una reacción exotérmica, para una vez que toda la cal ha sido liberada y que se empieza a combinar con la rapidez suficiente con el fierro, aluminio y silicio, la temperatura del material sube bruscamente, pues a parte del calor que absorve del horno, la misma reacción genera una cantidad apreciable de calor que también es usado por el material para subir la temperatura.

Al subir la temperatura casi instantaneamente, la diferencia de temperaturas se hace visible al ojo humano, ya que éste, aun cuando no pueda juzgar cambios de calor o brillantez. Es por eso que el operador del horno puede precisar en que punto del horno empieza la clinkerización.

A medida que el material sube de temperatura en la zona de clinkerización, las reacciones de combinación aumentan y la cal libre al combinarse con la silice - aluminio y fierro, disminullen hasta un valor constante; el punto donde la CaO es constante determina el - punto final de la clinkerización(zona de).

A partir de este punto ya no hay reacciones entre la cal y los demas compuestos, y el material se enfría hasta salir por la boca del horno y caer al enfria-

dor, donde sufre un enfriamiento brusco.

5.- Reacciones entre la cal y los óxidos de Si, Al y Fe.

En vista de que la secuencia y las temperaturas de las reacciones en la zona de clinkerización aun no se conoce con exactitud, y tomando en cuenta que existen inumerables teorias sobre el tema, se ha decidido que a riesgo de ser inexacto en algunos puntos de valor teórico simplificar al máximo las secuencias de formación de compuestos.

Los materiales que aparecen en mayor cantidad y los que nos interesen despues de que la materia prima que ha sido molida, mezclada y calentada hasta cierta temperatura son: CaO, Al_2O_3, SiO_2 y Fe_2O_3.

Las reacciones que ocurren son las siguientes:

$$C + A \rightleftharpoons CA$$

$$CA + 2C \longrightarrow C_3A$$

$$C + F \rightleftharpoons CF$$

$$CF + C_3F \longrightarrow C_4AF$$

$$C + S \rightleftharpoons CS$$

$$CS + C \longrightarrow C_2S$$

$$C_2S + C \longrightarrow C_3S$$

Los compuestos C_3S, C_2S, C_4AF, C_3A son los básicos del clinker. Los compuestos CA, CF y CS son los -

compuestos inestables, reversibles y se pueden considerar como compuestos intermedios que sirven de escalón, para formar los 4 compuestos básicos.

Si las condiciones del sistema lo permiten, las primeras reacciones entre la cal y el aluminio y el fierro empiezan a efectuarse a una temperatura inferior a 800°C y los primeros compuestos inestables aparecen (CA y CF). Entre los 800°C y 900°C, la cal empieza a reaccionar con la silice, para formar CS casi inmediatamente éste absorva la cal para formar el C_2S que es el primer compuesto que se forma.

A medida que la temperatura sube, la descarbonatación se hace más intensa y las reacciones anteriores se efectuan con mayor intensidad, consumiendo la cal a medida que esta se produce.

Aproximadamente a 1100°C el CA se combina con más cal para formar C_3A, poco después quizás a 1200°C parte del C_3A formado se combina con más cal y con fierro para producir C_4AF.

Con forme va subiendo la temperatura(tal vez a 1200°C)empieza ha fundirse parte de C_3A y C_4AF apareciendo los primeros trasos de la fase liquida.

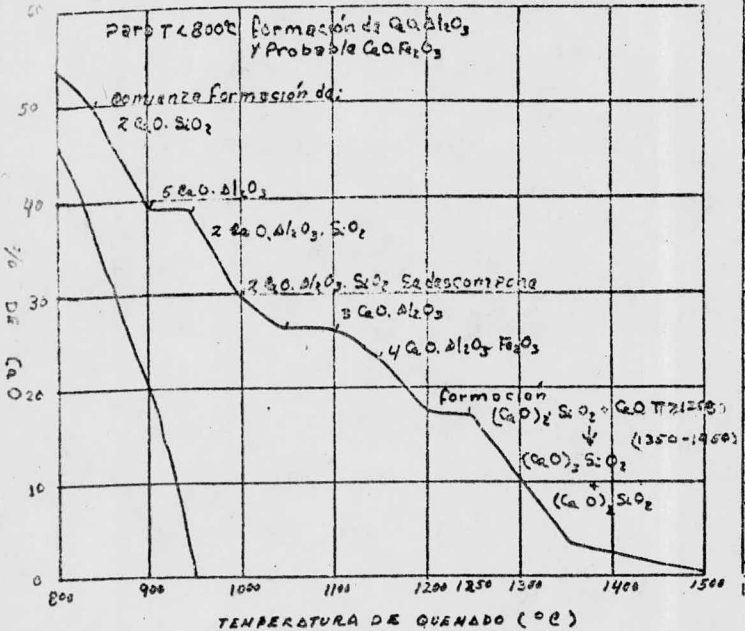
Aun antes de que esto ocurra, es posible que parte del C_2S se empiece a combinar con más cal para formar C_3S, pero de ocurrir esto la reacción es muy lenta.

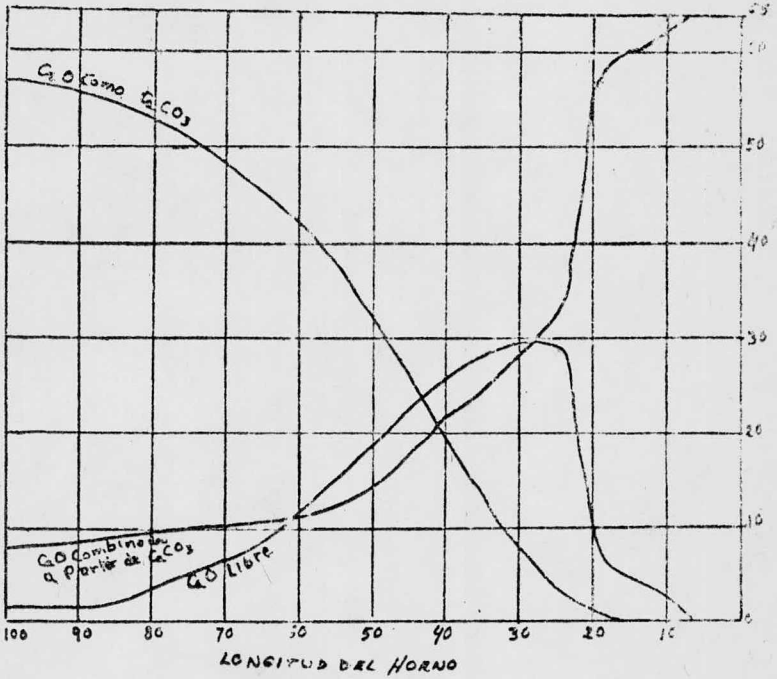
Conforme se incrementa la temperatura en el interior del horno rotatorio, la cantidad de fase líquida aumenta considerablemente, y la viscosidad del líquido disminulle, acelerando enormemente la reacción de C_2S con la cal sobrante en esa parte del horno rotatorio, para formar C_3S.

Como se verá más adelante ,la cantidad de C_3A y C_4AF dependerá de la cantidad total de aluminio y fierro que se tenga; disminullendo la cantidad de C_3A y aumentando la de C_4AF amedida que se aumenta el fierro en la mezcla.

Por lo que respecta a los silicatos dicalcicos y silicatos tricalcicos, la cantidad total de todos ellos dependerá principalmente de la silice de la mezcla (siempre y cuando haya la cal suficiente) mientras que su relación, o sea el porcentaje de uno con respecto al otro, dependerá de la cal disponible que se tenga en el punto correspondiente del horno rota-

torio, y además del grado de quemabilidad, o sea de - la facilidad de combinación de la mezcla.





TESIS PROFESIONAL
ANTONIO BECERRIL C.
diagrama de temp.-%CaO
FAC. DE QUIMICA
U.N.A.M.

CAPITULO III

DESCRIPCION DE LA PLANTA

1.- Ubicación.

Fábrica de Cementos Tolteca S.A. División Atotonilco ubicada en Atotonilco de Tula; Hidalgo, a 2166 Metros sobre el nivel del mar, en el km. 70 de la -- via del ferrocarril México-Laredo.

2.- Materias primas.

Piedra caliza, arcilla, óxido férrico y yeso --- cristalino

Productos: Cemento Pórtland tipo I y Cemento Pór--- tland tipo III.

3.- Descripción del proceso.

El proceso de producción del cemento en la planta comprende las siguientes etapas: Cantera, trituración, prehomogenización, molienda de crudo, homogenización, almacenamiento de crudo, calcinación, almacenamiento de clinker, molienda de cemento,y despacho de cemento. Todas estas etapas son controladas - por instrumentos electrónicos parafacilitar la ope-- reción del proceso.

La la cantera se encuentra ubicada a I.5 km, de la planta. La piedra caliza se extrae del cerro haciendo explotar dinamita. La piedra obtenida aquí,--

es transportada por medio de bandas transportadoras de hule a la tercera etapa de trituración, donde simultáneamente se trituran con la arcilla, la cual es extraido préviamente de la cantera de arcilla, que se encuentra a 0.5 kms. de la planta. Una vez obtenido el producto caliza-arcilla, se le adiciona el óxido férrico cuyo producto pasa al prehomogenizador en donde es homogenizado y almacenado, quedando listo para ser alimentado por medio de básculas dosificadoras a los 3 molinos de crudo.

El óxido férrico y el yeso cristalino viene transportado del exterior de la fábrica por camiones.

La molienda de la materia cruda se efectúa en 3 distintos molinos de bolas, en circuito cerrado, obteniendose la harina cruda (crudo) con la que serán alimentados posteriormente los 4 hornos rotatorios.

En 2 de estos molinos el secado de la mezcla (caliza, arcilla y óxido férrico) se efectúa con gases calientes provenientes del calentador auxiliar instalado en cada uno de los molinos números I y 2, en el tercer molino se utiliza para el secado de la mezcla , los gases provenientes del horno número 4, contando además con un calentador auxiliar, para el caso en el cual se encuentre apagado el horno # 4.

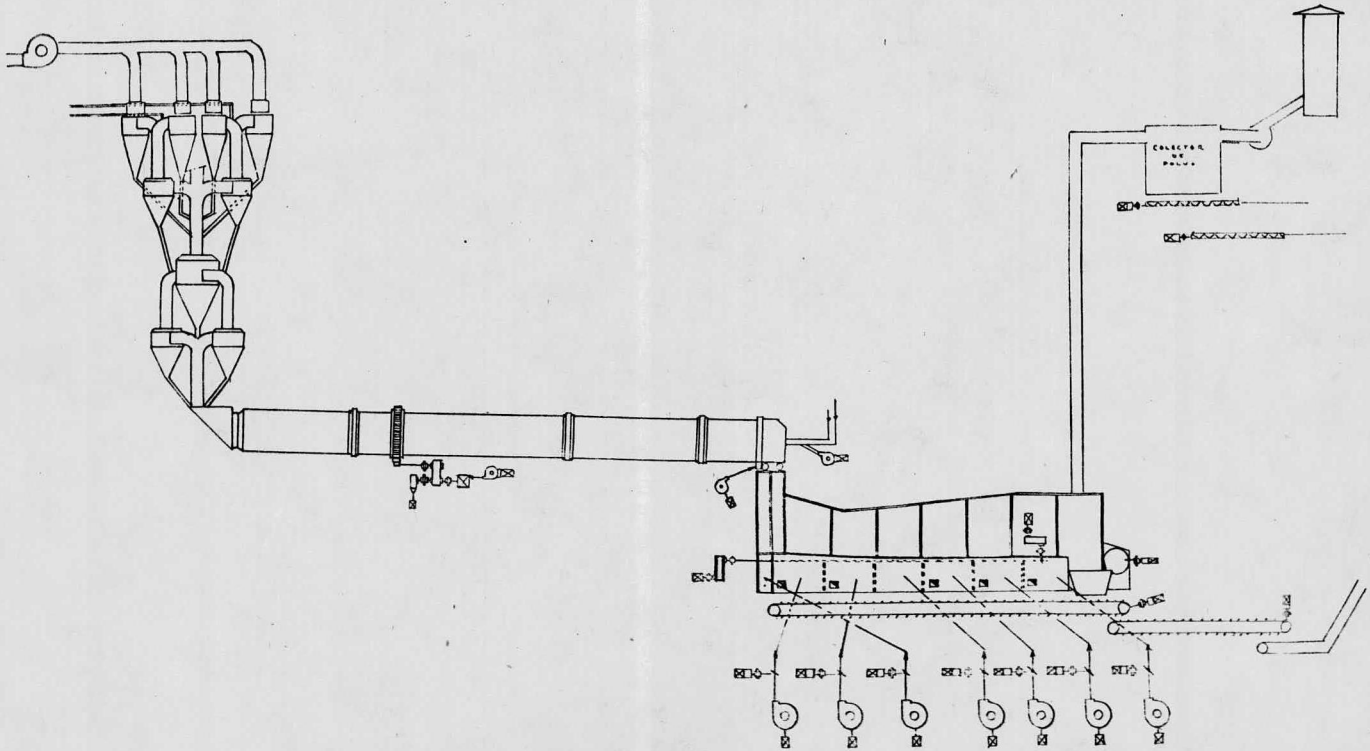
El producto de la molienda es transportado por medio de las bombas neumáticas a los silos de homogenización, donde el mezclado queda listo para pasar de aquí a los silos de almacenamiento; posteriormente por medio de básculas electromecanicas se alimenta a los diferentes hornos.

El proceso de calcinación se efectua en los 4 hornos rotatorios con precalentador, alcanzando en la zona de calcinación(la harina) una temperatura de 1400°C, produciendose un material formado por pequeños nódulos, mismos que se conocen con el nombre de clinker y cuya temperatura es reducida al salir del horno por medio de un enfriador de aire a menos de 50°C.

El clinker es enviado por medio de bandas transportadoras hasta un depósito con una capacidad aproximada de 220 tons, donde se homogeniza perfectamente, para pasar de ahí a las tolvas que alimentan a los molinos de acabado. El yeso por bandas transportadoras es llevado de la trituración a las tolvas de alimentación del molino antes mensionado. Tanto el yeso como el clinker son alimentados a los molinos de cemento por medio de básculas.

El material producido por los molinos de cemen-

to es el producto final, el cual es transportado por bandas y bombas neumáticas a los silos de almacenamiento con una capacidad total de 20000 toneladas, - donde se extraen para envase y embarque, listo para salir al mercado envasado o a granel.



TESIS PROFESIONAL
ANTONIO BECERRIL C.
diagrama horno rotatorio
FAC. DE QUIMICA
U.N.A.M.

CAPITULO IV

EL HORNO ROTATORIO

I.- El precalentador.

El horno rotatorio está acompañado por el precalentador y el enfriador. El primero está formado por 4 etapas de ciclones interconectados por ductos. El crudo es alimentado por bombas neumáticas en la parte superior del precalentador ,desendiendo posteriormente hacia el horno rotatorio y los gases de éste - tiran hacia arriba, inducidos por el abanico de los gases de desecho del precalentador, conocido como -- ventilador de tiro inducidi (v.t.i). Produciendose así en el precalentador un intercambio de calor en -- flujo paralelo en los ductos de cada una de las etapas y en conjunto se obtiene un patrón de flujo contracorriente.

Los gases de combustión calientes que salen del horno rotatorio a una temperatura de 1100°C, se mueven en un sentido ascendente a través de los ciclones de las etapas IV, III, II y I, finalmente son -- descargados de los ciclones de la I etapa inducidos por el v.t.i. La harina cruda se alimenta a los ductos de gases entre los ciclones de las etapas II y I como se puede ver en la gráfica del horno rotatorio

de ahí es transportado por la corriente de gases hacia los 4 ciclones de la I etapa, donde después de ser separada del gas, descarga en la parte superior del ducto de gases de interconexión entre los ciclones de las etapas III y II, elevandose por la corriente de gases de los ciclones de la II etapa, para volver a ser separada del gas y caer al ducto de los ciclones de las etapas IV y III, etc..

Las valvulas de mariposa que tienen las tuberías de alimentación del crudo, desde cada una de las etapas hacia la tubería inferior de ascenso del gas evita que los gases describan un circuito corto y no prosigan hasta los ciclones apropiados y además se impide perturbar la acción de separación del ciclón superior.

El intercambio de calor tiene lugar en los ductos ascendentes para los gases en flujo paralelo, y la aplicación básica de los ciclones es la separación de los 2 medios (gases-crudo) después del intercamb io de calor.

A continuación se ilustra las temperaturas típicas de los gases y los sólidos en el precalentador.

PARTE DEL SISTEMA	EL GAS SALE A	LOS SOLIDOS SALEN A
horno rotatorio	1100°C	------
IV etapa	840°C	820°C
III etapa	720°C	700°C
II etapa	500°C	480°C
I etapa	350	330

La diferencia de temperatura entre el crudo y los gases es de 20°C, lo que demuestra que la transferencia de calor en los ductos ascendentes es sumamente favorable.

El crudo que desciende de la IV etapa pasa por la cámara de gases donde ascienden los gases procedentes del horno, a una temperatura entre 1100°C y 1500°C calentandose el material a 850°C, temperatura a la cual ocurre la descarbonatación. El material que sale de la III etapa se eleva por la acción de los gases procedentes del horno y pasando a los ciclones de la IV etapa para descargar en el hogar del horno rotatorio.

Desafortunadamente puede recogerse material al bajar al hogar debido a la corriente de gas y ser recirculado otra vez a la IV etapa; el efecto general es el de reducir la eficiencia térmica del siste

ma y una pérdida de producción debido al resultante incremento de la resistencia del sistema, puede presentarse el caso de una recirculación a veces alternada del material pulverizado, para reducir la acumulación en la reacción a la entrada de la cámara de gases. A veces se toman medidas para poder insertar una placa en el fondo del tubo alimentador del horno rotatorio.

Desde luego, tambien el polvo es barrido de retorno a la cámara de gases con los gases que escapan del horno. El aumento de flujo con el aumento de producción conduce a una mayor carga de polvo, que según se cálcula es proporcional a la potencia N del flujo de gas, donde N puede estar comprendido entre 3 y 5 .

Esto ilustra que la velocidad procedente del horno rotatorio puede llegar a ser un factor limitativo de la producción.

2.- El horno rotatorio.

El horno rotatorio es un enorme tubo de acero cubierto en su interior por tabique refractario de diferentes tipos, para las diferentes zonas, protegiendo la coraza y conservando el calor en el interior. Este horno tiene una pequeña pendiente y es giré

do por un motor de velocidad variable para poder regular el desplazamiento del material. En el lado de la descarga está provisto por un quemador que se introduce en él, hasta los requerimientos de operación por él fluye combustóleo(aceite pesado)líquido con una presión determinada para salir atomizado y efectuar la combustión en ese lugar del horno al combinarse con el aire a una determinada temperatura. El aire entra por 2 partes: por un tubo interno del quemador (aire primario) soplado por el ventilador primario y por el enfriador (aire secundario) soplado por los ventiladores del enfriador. El aire que entra al horno es regulable según lo requiera la operación.

Los gases de la combustión son jalados por el abanico dde tiro inducido, a través del horno y del precalentador.

El crudo alimentado al horno rotatorio sufre una serie de cambios químicos que alteran completamente sus caracteristicas, produciendo finalmente el clinker.

2.- El enfriador.

El clinker que sale del horno tiene una temperatura elevada y es enfriado bruscamente en el enfri

ado bruscamente en el enfriador, para salir a una -- temperatura lo suficiente baja para no dañar al equipo de transporte, particularmente a las bandas de hule. Además el clinker frío es venefico para la buena operación del molino de cemento.

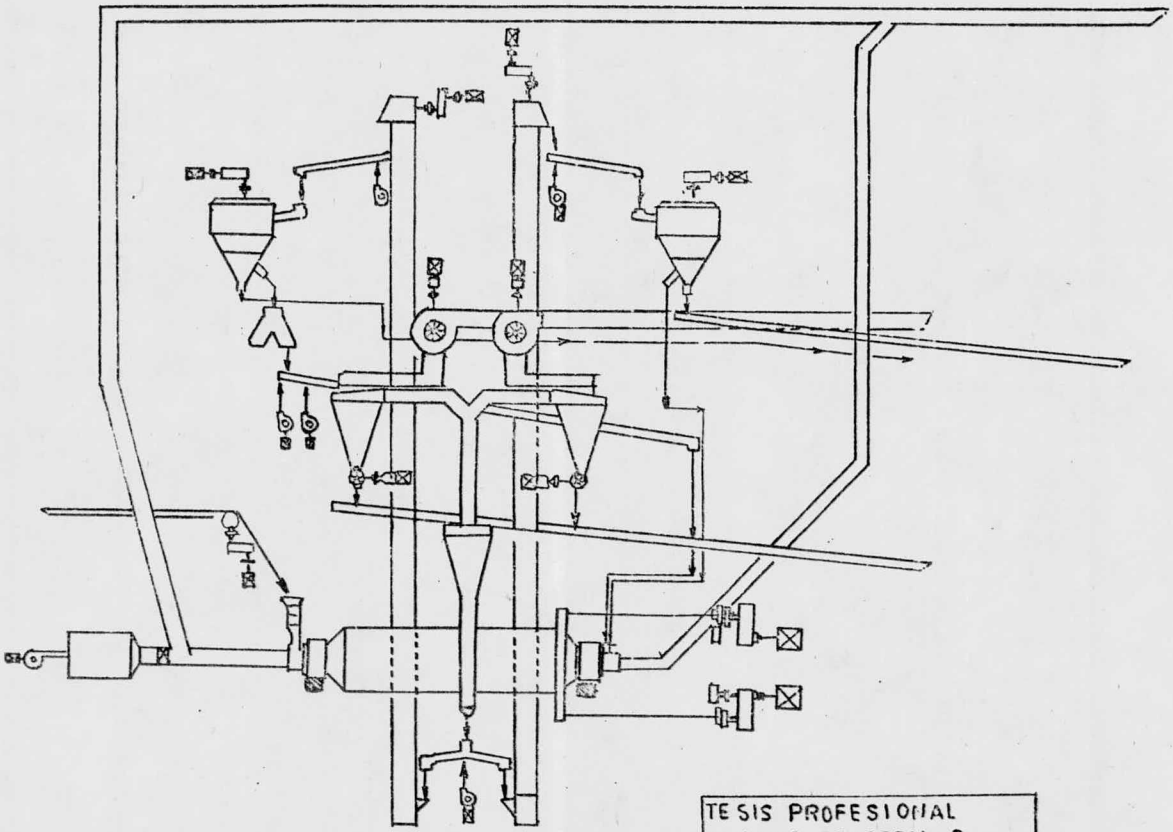
Además en el enfriador se aprovecha el calor - extraido del clinker caliente, por una masa de aire que sale del enfriador hacia el horno. Este aire es introducido al enfriador por 7 ventiladores, pasando primero por los compartimientos, después a través de las rejillas por el lecho del clinker. Las rejillas son placas de acero, formando en conjunto una plataforma escalonada cuyos escalones son uno fijo y otro movil, para que se pueda desplazar el clinker a tra-- vés de ella, perdiendo calor simultaneamente y des-- cargar en el quebrador de martillos, donde el material es triturado. Finalmente descarga a las cadenas - de arrastre, las cuales transportan además a la arenilla que cae por las ranutas de las rejillas, a los compartimientos y de ahí a las cadenas.

Al final de la parte superior de la plataforma hay un tiro de aire, por medio de un abanico, para - desalojar el exeso de aire que no es tirado hacia el horno.

Las paredes del enfriador están cubieras por ladrillos refractarios para evitar la perdida de calor.

El material que sale del enfriador es arrastrado por las cadenas de arrastre a una banda metálica, Para ser llevado al patio de clinker.

FACULTAD DE QUIMICA
U.N.A.M.
BIBLIOTECA



TESIS PROFESIONAL
ANTONIO BECERRIL C.
diagrama molino de crudo
FAC DE QUIMICA
U.N.A.M

CAPITULO V

EL MOLINO DE CRUDO

I.- Ubicación.

El molino de crudo # 3 se encuentr ubicado en - en un edificio que colinda con el precalentador del horno rotatorio # 4; a diferencia de los demas molinos de crudo de la planta que se encuentran muy distantes de los precalentadores, ya que tienen su hogar propio para proporcionar el calor necesario de - la operación de los molinos números I y 2.

2.- Objetivo.

El objetivo del molino de crudo es moler la mezcla a una determinada finura, para poder ser alimentada posteriormente al horno rotatorio.

3.- Proceso del molino de crudo.

La mezcla es conducida de la cantera por medio de bandas de hule a una tolva, la cual descarga a una báscula que alimenta a una banda transportadora.- Esta descarga en uno de los extremos del molino, para introducirse la mezcla al interior, llegando primero a la cámara secadora; pasando después a la segunda cámara, donde es molido por la interacción de las bolas de acero que hay en esta cámara. En su interior está protegida la coraza por placas de acero

Por el otro extremo del molino entra material de recirculación que no tiene la suficiente finura.

El material que ha sido molido en el molino, sale por la descarga central de éste, en su parte inferior y por medio de deslizadores es conducido a 2 elevadores de cangilones, para subir el material a los separadores. Estos están provistos por unas paletas fijas y otras móviles para producir una corriente de aire y elevar a las particulas más ligeras; las más pesadas caen por gravedad. El separador tiene 2 salidas: la de finos y la de gruezos. La primera es conducida por deslizadores a las bombas neumaticas, y los gruezos son recirculados al molino (por el extremo contrario a la alimentación de la mezcla).

Por otra parte los gases que salen por la parte superior de la descarga central del molino, son jalados por la acción de los ventiladores gemelos, pasando por el separador estático, el cual por medio de unas paletas fijas impide el ascenso de las particulas gruezas, las cuales son descargadas a los elevadores. Después del separador estático los gases procedentes del molino pasan por los ciclones donde descarga una gran cantidad de polvo, que es conducido por deslizadores a las bombas neumáticas. Los gases

que salen del ciclón son jalados por los ventilado-- res gemelos para ser conducidos al filtro electrostá tico, donde precipita el 95% de polvos y los gases - son jalados por el ventilador axial, para ser expulsa dos finalmente a la atmosfera.

CAPITULO VI

SISTEMA HORNO-MOLINO

1.- Objetivo.

El objeto de tener interconectados los gases del horno rotatorio con el molino de crudo formando así el sistema horno-molino, en el cual se aprovecha el calor de los gases del horno rotatorio para eliminar al agua de la mezcla alimentada, y alcanzar la temperatura adecuada para que el molino opere correctamente.

2.- Proceso del sistema horno-molino.

En la gráfica del sistema horno-molino se puede ver el flujo de los gases. Estos salen del precalentador a una temperatura de 350°C , y se conducen por medio de un ducto a una válvula donde se ramifican en 2 ductos: uno va al molino y el otro a la torre de enfriamiento.

El 60% de los gases procedentes del horno entran a la torre de enfriamiento según los cálculos obtenidos en los siguientes capitulos (VII y VIII), y a una temperatura de 350°C; la torre esta provista en su interior por espreas, que atomizan al agua para poder precipitar parte de los polvos y además, disminuir la temperatura de los gases; así como también

proporcionarles suficiente húmedad, para que éstos - puedan entrar al filtro electrostático y precipitar un 100% de los polvos. Los gases que salen de aquí -- son jalados por el ventilador axial y lanzados a la atmósfera con un porcentaje mínimo de polvos, para evitar la contaminación ambiental.

Por la otra ramificación de la tubería se conducen los gases hacia el molino, tirados por los ventiladores gemelos. Estos gases proporcionan el calor necesario para evaporar la cantidad suficiente de agua y elevar la temperatura de la mezcla alimentada. La entrada de gases calientes al molino de crudo es por los 2 extremos. Por uno de ellos también se alimenta la mezcla, introduciendose primero a la cámara secadora, donde ésta se empieza a secar al ponerse - en contacto con los gases calientes, de aquí el material pasa a través del diafragma a la segunda cámara, en la cual se efectua la molienda por la interacción de las bolas de acero de diferentes diámetros, que se encuentran en ésta cámara, el material que es molido aquí tiene una húmedad despreciable, de no ser así - sería imposible la moloinda, ya que el material se - pegaría en las bolas de acero.

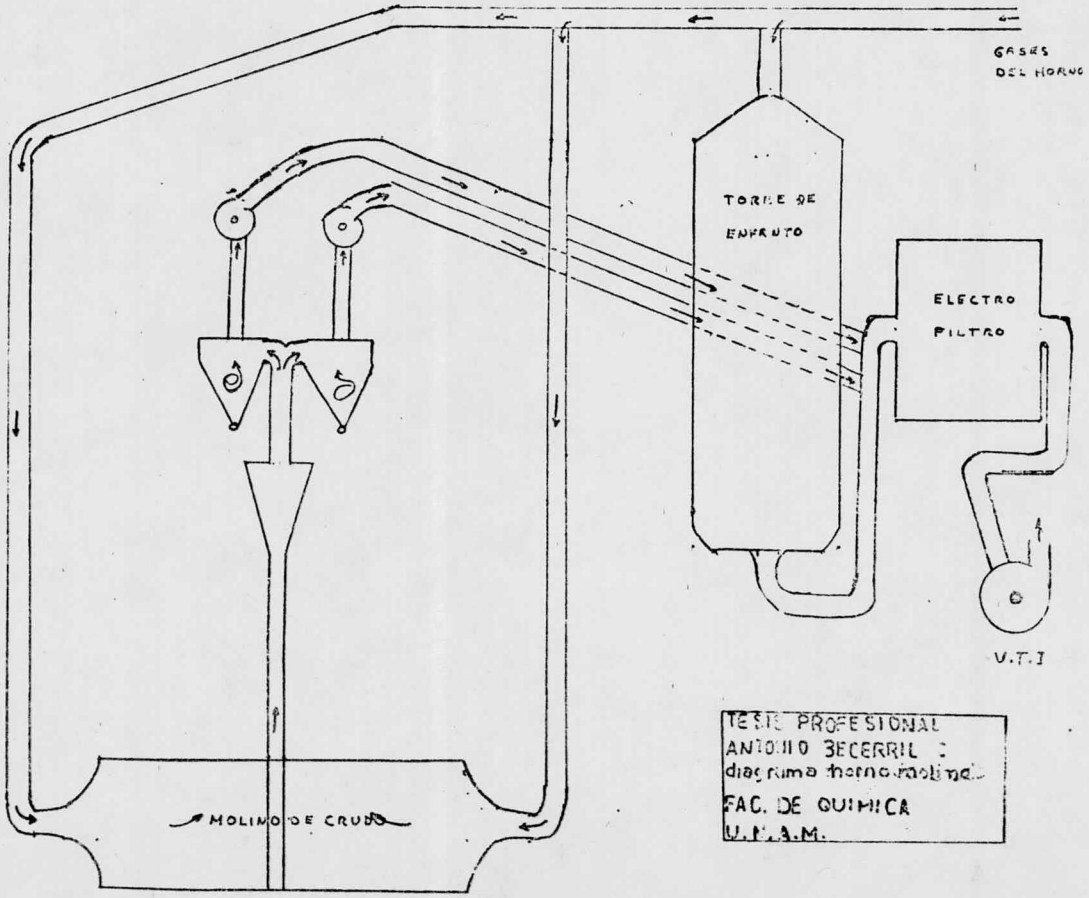
El material molido sale por la parte central

del molino descargando hacia abajo por gravedad. Mientras que en la parte superior los gases son tirados hacia arriba por los ventiladores gemelos.

La mezcla a la entrada del molino tiene 4.4% de humedad y una temperatura de 20°C, saliendo con 0.04 % y 70°C.

Antes de entrar los gases a los ciclones, pasan por el separador estático cuyas paletas fijas impiden el ascenso de las particulas gruezas, a las cuales descargan en los elevadores. En los ciclones se capta material ya con suficiente finura para ser enviado a las bombas neumáticas.

Al salir de los ciclones los gases son impulsados por los ventiladores gemelos hacia el filtro electrostático, y tirados por el ventilador axial hacia el exterior.



TESIS PROFESIONAL
ANTONIO BECERRIL
diagrama horno-molino
FAC. DE QUIMICA
U.N.A.M.

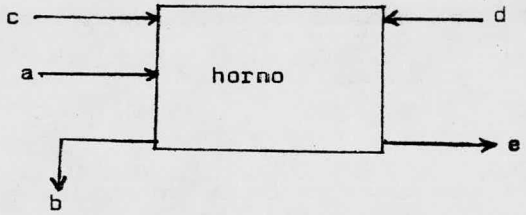
CONSIDERACIONES PRELIMINARES A LOS BALANCES DE MATERIALES Y ENERGIA CALORIFICA.

Los aspectos economicos de algunos sistemas involucran la utilización del combustible enlazado a la eficiencia térmica del sistema. Para determinar esta eficiencia es necesario hacer un balance de calor en dicho sistema en condiciones estables, o sea en equilíbrio: En este equílibrio el calor que entra se iguala con el calor que sale. Se considera el flujo de calor interno, solo el calor que entre o salga del sistema.

A continuación se explicará la forma en que se va hacer el balance de calor en el sistema horno-molino:

I.-Primero se haran los balances de materiales necesários para conocer las cantidades de los compuestos que entran y de los que salen. estos balances se haran por separado, primero en el horno, después en el molino:

a.-Balance de materiales en el horno.



a; combustible =7660 L/hr. Conociendose las cantidades de sus componentes.

b: clinker= 83333.33 Kg/hr. Conociendose las cantidades de sus componentes

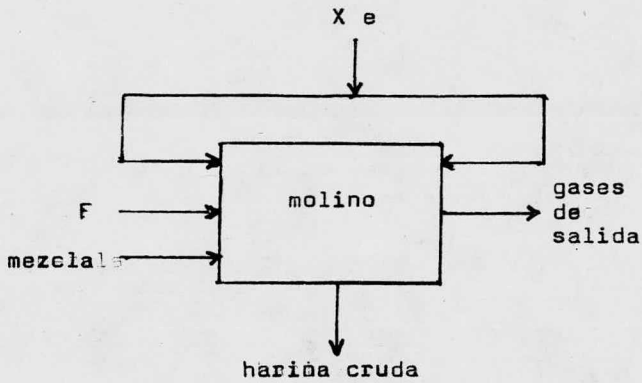
c: aire = se desconoce la cantidad que entra, pero su composición es de todos conocida.

d: harina cruda = 137500 kg/hr. Conociendose a las cantidades de sus componentes.

e: gases = se desconoce la cantidad que sale, también se desconocen las cantidades de los componentes de éstos gases de salida.

Para hacer el balance de materiales, se toma como base 1 hora de trabajo, resolviendose todas las incognitas-

b.- Balance de materiales del molino de crudo



X e: fracción de gases del horno que entran al molino: se desconoce el valor de X, pero el valor de cada uno de los porcentajes de los componentes, ya se donocen, despues del anterior balance;

F: aire fresco = se desconoce la cantidad que entra

Mezcla: = 220000 kg/hr. Conociendose las cantidades de cada uno de sus componentes.

Gases de salida = 128519.8 kg/hr. Conociendose cada uno de los valores de las cantidades de los componentes.

Harina cruda = 210100 kg/hr. Conociendose las cantidades de sus componentes.

Se hace el balance de materiales quedando como in

incógnitas sin resolver X y F. Estas incógnitas se re suelven al hacer el balance de calor.

2.- A continuación se hará el balance de calor

a.- Balance de calor en el horno rotatorio.

Conociendose los materiales que entran y salen, así como las temperaturas y los datos que más delante se especificarán, se hace el balance de calor en el horno sin problemas.

<u>Calor que entra:</u>

Combustión del aceite pesado

calor sensible del crudo

calor sensible del aire

<u>Calor que sale:</u>

calor teórico de reacción

" latente de evaporación del agua

" sensible de gases de salida

" " aire del enfriador

" " clinker

" perdido por radiación y convección

b.- Balance de calor del molino de crudo

<u>Calor que entra</u>

calor sensible de los gases del horno que entran al molino: aquí no conocemos X (fracción de los gases)-

Por lo tanto este calor no puede ser conocido hasta-conocer el valor de X.

Calor sensible del aire fresco: vale 0 ya que su - temperatura es 20° que es la temperatura base.

Calor que sale

calor sensible de gases de salida

" " crudo

" " agua asociada al crudo

" latente de evaporación de agua de la mezcla.

En estos calores de salida se tiene los datos necesarios para ser calculados dichos calores.

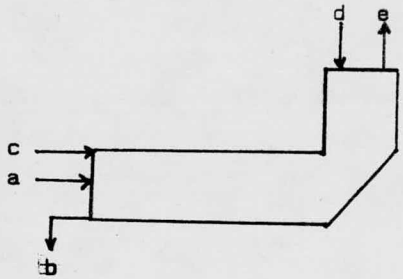
c.- Se hace un balance de calor total en el molino, y así se puede despejar a X para calcular su valor.

3.- A continuación se hace un balance combinado en materia y energía calorífica, en la torre de enfriamiento, de esta forma se puede calcular la cantidad de agua necesaria para que los gases salgan con la temperatura y-húmedad adecuada, para poder entrar al electrófiltro.

CAPITULO VII

BALANCE DE MATERIALES

1.- Balance de materiales del horno rotatorio.



Las corrientes del horno son:

a.- Combustible: 7680 lt/hr

b.- Clinker: 83333.33 kg/hr

c.- aire total: desconocido

d.- crudo alimentado: 137500 kg/hr

e.- flujo de gases: desconocido

Base de cálculo: 1 hora

El factor de converción de crudo a clinker en el horno, se determinó experimentalmente y tiene un valor de 1.65 kg crudo/ kr clinker. O sea, que por cada kg que se obtenga de clinker se debe alimentar 1.65 kg de crudo al horno.

Las pérdidas por ignición son del 35%, y por agua son del 0.5%.

Entonces:

$$\frac{1\ kg\ crudo}{(1-0.355)\ clink} = 1.55\ kg\ crudo/kg\ clinker.$$

Por lo tanto, las pérdidas de crudo en los gases de salida son 1.65-1.55= 0.10 kg crudo/kg clinker.

La húmedad del crudo incluyendo al agua de combimación es de 0.5%.

Entonces el agua proveniente del crudo es:

$$1.65\ \frac{kg\ crudo}{kg\ clink} \times 0.005\ \frac{kg\ agua}{kg\ crudo} \times 83333.33\ \frac{kg\ clink}{hr}$$

$$= 687.50\ \frac{kg\ agua}{hr}$$

CO_2 provenientes del crudo:

$$1.55\ \frac{kg\ crudo}{kg\ clink} \times 0.35\ \frac{kg\ CO_2}{kg\ crdo} \times 83333.33\ \frac{kg\ clink}{hr}$$

$$= 45208\ \frac{kg\ CO_2}{hr}$$

Gases provenientes de la combustión:

La composición del combustóleo es la siguiente:

C= 86.6%

H= 10.25%

O= 0.04%

S= 3.10%

Peso específico a 100°C = 0.932

Suponiendo a la combustión completa se puede deter

minar la cantidad de gases provenientes de la combustión:

$$C + O_2 \longrightarrow CO_2$$

$$12 + 32 \qquad 44$$

$$S + O_2 \longrightarrow SO_2$$

$$32 + 32 \qquad 64$$

$$2H + O_2 \longrightarrow 2H_2O$$

$$4 + 32 \qquad 36$$

La cantidad de combustible alimentado al horno es

$$7\,680 \frac{\text{lt com}}{\text{hr}} \times 0.932 \frac{\text{kg comb}}{\text{lt comb}} = 7157.76$$

CO_2 proveniente de la combustión:

$$7157.76 \frac{\text{kg comb}}{\text{hr}} \times 0.866 \frac{\text{kg C}}{\text{kg comb}} \times \frac{44 \text{ kg } CO_2}{12 \text{ kg C}}$$

$$= 22727.415 \frac{\text{kg } CO_2}{\text{hr}}$$

H_2O proveniente de la combustion:

$$7157.76 \frac{\text{kg comb}}{\text{hr}} \times 0.1023 \frac{\text{kg } H_2}{\text{kg comb}} \times \frac{36 \text{ kg } H_2O}{4 \text{ kg } H_2} = 6590.208$$

$$\frac{\text{kg } H_2O}{\text{hr}}$$

SO_2 proveniente de la combustión:

$$7157.76 \frac{\text{kg comb}}{\text{hr}} \times 0.031 \frac{\text{kg S}}{\text{kg comb}} \times \frac{64 \text{ kg } SO_2}{32 \text{ kg S}} =$$

$$4439.1664 \frac{\text{kg } SO_2}{\text{hr}}$$

Oxígeno necesario para quemar al combustible:

$$7157.76 \frac{kg\ com}{hr} \left(0.866 \frac{kg\ C}{kg\ comb}\right) \times \frac{32\ kg\ O_2}{12\ kg\ C} + 0.1023 \frac{kg\ H}{kg\ comb} \times \frac{32\ kg\ O_2}{1\ kg\ H} + 0.031 \frac{kg\ S}{kg\ comb} \times \frac{32\ kg\ O_2}{32\ kg\ S}) =$$

$$7157.75(2.3093 + 3.2736 + 0.031) = 40182.95 \frac{kg\ O_2}{hr}$$

Nitrógeno mínimo en gases de salida:

$$40182.95 \frac{kg\ O_2}{hr} \times 3.31 \frac{kg\ N_2}{kg\ O_2} = 133005.56 \frac{kg\ N_2}{hr}$$

<u>Total de gases mínimos (para combustión completa) a la salida de la chimenea.</u>

a.- CO_2 en gases de salida:

CO_2 de la descarbonatación del crudo: $45208.33 \frac{kg\ CO_2}{hr}$

relación molar de CO_2: $\frac{22727.415}{44} + \frac{45208.33}{44} = 1543.99 - \frac{kg\ mol\ CO_2}{hr}$

b.- H_2O de la combustión: $6590.208 \frac{kg\ agua}{hr}$

H_2O del crudo: $416.60 \frac{kg\ agua}{hr}$

relación molar de agua: $\frac{6590.208}{18} + \frac{416,6}{18} = 389.267 - \frac{kg\ mol\ agua}{hr}$

c.- SO_2 en los gases de salida.

SO_2 de la combustión: 4439.1664 $\frac{kg\ SO_2}{kg\ clink}$

relación molar: $\frac{4439.1664}{64} = 69.362 \frac{kg\ mol\ SO_2}{hr}$

d.- N_2 en los gases de salida:

N_2 mínimo en los gases de salida:

relación molar: $\frac{133005.56}{28} = 4750.198$ kg mol N_2

Sumando las cantidades de los gases de los incisos a,b,c y d se obtiene el total mínimo de gases de salida, que es el siguiente: 212387. $\frac{kg\ gases}{hr}$, la relación molar, 6752.817 $\frac{kg\ mol\ gases}{hr}$

Cálculo del exceso de aire.

De una prueba física que se hizo en los gases de salida del v.t.i., se obtuvo que el porcentaje de oxígeno es de 6.5%.

Entonces: $\frac{\text{cantidad de oxígeno a la salida de v.t.i.}}{\text{cantidad total de gases a la salida de V.T.i.}}$ = 0,065

$$\frac{E}{6752.817 + E + 3.76E} = 0.065$$

resolviendo, se tiene:

$$E = 635.58 \frac{kg\ mol\ de\ O_2}{kg\ mol\ clink}$$

donde E, es el exceso de oxígeno; el cual lleva 3.76 Partes de N_2.

partes de nitrógeno (en masa).

Por lo cual, N_2= 3.76 x 635= 2389.781 $\frac{kg\ mol N_2}{hr}$

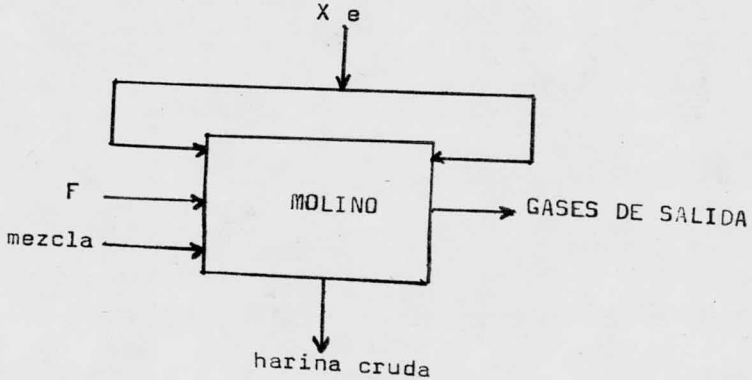
Gases totales: 6752.817 + 635.58 + 2389.781 + 90.83

; 9869.008 kg mol gases/hr

relación de gases totales a la salida del precalentador.

COMPUESTO	KGMOL/HR	KG/HR	%MOL	C_p
CO_2	1543.99	67935.56	15.65	0.234
H_2O	389.267	7006.806	3.94	0.460
O_2	635.58	20338.56	6.44	0.228
N_2	7139.979	199919.43	72.35	0.251
Sólidos	90.83	8333.33	0.92	0.263
SO_2	69.362	4439.1664	0.70	0.155
Totales	9869.008	307972.89	100.00	

BALANCE DE MATERIALES DEL MOLINO DE CRUDO.



2.- Balance de materiales del molino de crudo.

A.- Materiales que entran al molino.

Base de cálculo : 1 hora.

IA.- Gases provenientes del precalentador.

$$30792.89X \frac{kg\ gases}{hr}$$

Donde X, es la fracción de los gases que salen del precalentador y entran al molino.

2A.- Entrada de aire fresco al molino::

$$F \frac{kg\ aire}{hr}$$

3A.- Mezcla alimentada al molino:

$$0.955 \frac{kg\ mezc\ seca}{kg\ mezc\ húm} \times 220000 \frac{kg\ mezc\ húm}{hr} = 210100 \frac{kg\ mezc\ seca}{hr}$$

3A.- Agua que entra con la mezcla:

$$0.045 \frac{kg\ agua}{kg\ mezc} \times 220000 \frac{kg\ mezc}{hr} = 9900 \frac{kg\ agua}{hr}$$

B.- Materiales que salen del molino:

$$128519.88 \frac{kg\ gases}{hr}$$

2B.- Agua que sale en los gases de salida del molino;

$$128519.88 \frac{kg\ gases}{hr} \times H \frac{kg\ agua}{kg\ gases} = 12859.88H \frac{kg\ agua}{hr}$$

3B.- Material crudo seco que sale del molino:

$$210100 \frac{kg\ crudo}{hr}$$

4B.- Agua que lleva el crudo al salir del molino.

$$220000 \frac{kg\ crudo}{hr} \times 0.005 \frac{kg\ agua}{kg\ crudo} = 1100 \frac{kg\ agua}{hr}$$

5B.- Agua evaporada de la mezcla.

$$Mae = Man - Mac = 9900 \frac{kg}{hr} - 1100 \frac{kg}{hr} = 8800 \frac{kg}{hr}$$

Donde:

M_{ac}, es la masa del agua evaporada de la mezcla

M_{am}, es la masa del agua de la mezcla a la entrada del molino.

M_{ac}, es la masa del agua del crudo de la salida del - molino.

CAPITULO VIII

BALANCE DE CALOR

1.- Balance de calor del horno rotatorio.

a.- Calor sensible de los gases de salida del v.t.i. -

$Cp = \sum Yi \times Cpi$

Donde Cp, es la capacidad calorífica promedio

Yi, es la fracción mol del componente i

Cpi, es la capacidad calorífica del componente i.

Cp gases = 0.1565 x 0.234 + 0.0394 x 0.46 + 0.0648 x 0.228 + 0.7235 x 0.251 + 0.0092 x 0.265 + 0.0070 x 0.155 = 0.255 kcal/°C kg

Mgases = 307972.89 kg gases/hr

Tsalida = 350°C

Base de cálculo: 20°C

Qg = Cp gases x Mg gases x (T- 20)

Donde Mg gases, es la masa de los gases de salida.

T gases es la temperatura de los gases de salida.

Qg, es el calor sensible de los gases de salida.

$Qg = 0.255 \times 307972.80 \times 330 = 25915918 \ \frac{kcal}{hr}$

b.- Calor potencial del combustible.

$Qp = A \times M$

Donde Qp, es el calor potencial del combustible

A, es el potencial calorífico del combustible- tiene un valor de $9564 \frac{kcal}{kg\ comb}$

M, es la masa del combustible

$$Qp = 9524 \frac{kcal}{kg\ comb} \times 7680 \frac{lt\ comb}{hr} \times 0.942 \frac{kg\ comb}{Lt\ comb} =$$

$$= 68901949 \frac{kcal}{hr}$$

c.- Calor sensible del comustóleo

$Qc = Mc \times Cpc \times (Tc - 20)$

Donde Qc, es el calor sensible del combustible

Mc, es la masa del combusitible alimentado al- horno.

Tc, es la temperatura del combustible.

$$Qc = 7680 \frac{Lt}{hr} \times 0.932 \frac{kg}{Lt} \times 0.270 \frac{Kcal}{kg\,^oC} \times 80^oC =$$

$Qc = 269131.77$ kcal/hr

d.- Calor sensible del crudo.

$Qa = Ma \times Cpa \times (Ta - 20)$

Donde Qa, es el calor sensible del crudo

Ma, es la masa del crudo alimentado al horno/hr

Cpa, es la capacidad calorífica del crudo.

Ta, es la temperatura del crudo.

$$Qa = 137500 \frac{kg}{hr} \times 0.2 \frac{kcal}{kg\,^{o}C} \times 5^{o}C = 137500 \text{ kcal/hr}$$

e.- Calor teórico de reacción.

Varias fórmulas han sido desarrolladas por Zur - Straudssen y Christon, las cuales permiten una rápida estimación teórica del calor de reacción. Aquí - usaré la ecuación de Zur Straussen, que es la siguiente.

$$Qt = 2.2A + 6.48\ Mc + 7.646 - 5.1165 - 0.58\ F$$

Donde A = gr de Al_2O_3 en 100 gr de clinker = 4.0

Mg = " MgO " " = 2.2

Cc = " CaO " " =63.0

S = " SiO " " = 23.5

F = " Fe_2O_3 " " = 3.3

$$Qt = 2.22 \times 4.0 - 6.48 \times 2.2 - 7.64 \times 63.0 - 511 \times 23.5 - 0.59 \times 3.3$$

$$Qt = 382.66 \frac{kcal}{kg\ clink} \times 83333.33 = 3188332$$

f.- Calor necesario para evaporar el agua

$$Qe = n \cdot \lambda$$

Donde $n = 0.004851 \frac{kg\ mol\ agua}{kg\ clink.}$

λ = calor latente de evaporación = $971.71 \frac{kcal}{kgmolH_2O}$

$$Qe = 389.267 \frac{kg.mol\ agua}{hr} \times 971.71 \frac{kcal}{kg\ mol\ agua}$$

$$= 378254.63 \frac{kcal}{hr.}$$

g,- Calor sensible del aire despojado en el enfriador.

$Qf = Mf \times Cpf \times (Tf - 20)$

Donde el subindice f se refiere al aire desalojado en el enfirador.

$$Qf = 2861.51 \frac{Lb}{min} \times 60 \frac{min}{hr} \times 0.453 \frac{kg}{Lb} \times 0.242 \frac{kcal}{kg\,^oC} \times$$

$$210\ ^oC = 5333854 \frac{kcal}{hr}$$

h.- Calor sensible del clinker.

$Qk = Mk.\ Cpk\ (\ Tk - 20\ )$

Donde el subindice k se refiere al clinker.

$$Qk = 83333.33 \frac{kg}{hr} \times 0.189 \frac{kcal}{kg} \times 80^oC = 1259999.9 \frac{kcal}{hr}$$

i.- Calor perdido en la coraza del horno en las etapas del precalentador.

El calor que se pierde en el precalentador y en la coraza, es por transferencia del mismo, por convección natural y por radiación,

La fórmula general de transferencia por convección natural, puede ser expresada por los números de: Nusselt, Prandlt y deGäshof.

$Nu = Ct \times (Gr\ Pr)^{0.33}$. Pero, se puede simplificar a la forma siguiente: $Hc = C \times 1.66 \times \theta^{5/4}$

Donde Hc. es el calor transferido por convección natural.

C, es una constante que depende de las características cas de la su erficie del cuerpo que transfiere el calor; para el caso particular del horno es igual a - 1.2 y 1.0 para el precalentador (pag. 60 del Technical on fuel).

θ, es la diferiencia de temperaturas entre la superficie y el medio ambiente, en ^{o}C

La transferencia de calor por radiación esta expresada por la siguiente ecuación:

$$Qr = A \times E \times S \times T^{4}$$

Donde Qr, es la transferencia de calor por radiación

A, es la área proyectada por el cuerpo que emite la radiación.

E, es la emisividad del cuerpo

T, es la temperatura absoluta

S, es la constante de Stefans

A temperatura de $20^{o}C$ en los alrededores del cuerpo que irradia el calor, la expresión de la transferencia de calor se reduce a la siguiente fórmula:

$H_r = 4.9\ E\ \theta$

Donde H_r, es la transferencia de calor por radiación

E, es la emisividad; para la coraza que es de acero, es igual a 0.88

θ, es la diferencia de temperaturas del cuerpo y sus alrededores en ^oC.

Ecuación de la transferencia del calor total perdido en la coraza del horno o en el precalentador: - Como vimos antes, las ecuaciones que expresan la transferencia de calor por convección y por radiación son:

$Hc = C \times 1.65 \times \theta^{5/4}$ en kcal/ m^2hr

$Hr = 4.9 \times E \times \theta$

Donde E = 0.88

Para obtener el calor total expresado en una ecuación, sumamos las 2 anteriores.

$Ht = (C\ 1.65 \times \theta^{5/4} + 4.9 \times 0.88\ \theta)\ A$

Que es la expreción que nos indica, el calor total perdido en la coraza del horno o en el precalentador

A.- Calor perdido en la coraza del horno.

El horno tiene 85 Mts. de largo y 4.7 Mts, de diámetro; a lo largo de él tiene diferentes temperaturas, por lo tanto para determinar el calor perdido en la coraza, se toman varias lecturas de temperatu-

ras en ella, y se sacaron las temperaturas promedio en cada tramo de 17 Mts., que son las siguientes:

Temp. Prom.	Tramo de Horno de
304°C	17 mts.
300°C	"
260°C	"
176°C	"
162°C	"

Sabemos que la ecuación de la transferencia de calor en la coraza del horno es:

$Hh = (C \times 1.65 \times 0^{5/4} - 4.312)\ A$

Donde H_h, es la transferencia total de calor de la coraza hacia el exterior.

$A = 251\ m^2$

$C = 1.2$

0 = dif. tem. °C

$Hh = (1.2 \times 1.66 \times 0^{5/4} - 4.312 \times 0)\ 251$

$H_{h1} = 500 \times 0^{5/4} - 1082.3120$

$H_{h2} = 500 \times 304^{5/4} - 1082 \times 304 = 963713.3$ kcal/hr

$H_{h3} = 500 \times 304^{5/4} - 1082 \times 260 = 803420.6$ "

$H_{h4} = 500 \times 300^{5/4} - 1082 \times 300 = 948962.2$ "

$H_{h5} = 500 \times 176^{5/4} - 1082 \times 176 = 511011.0$ "

$H_{h6} = 500 \times 162^{5/4} - 1082 \times 162 = \underline{464311.9}$ "

H_{th}= 36914119.2 kcal/ hr

B.- Calor perdido en el precalentador.

Para calcular este calor, debemos conocer las áreas proyectadas en cada una de las etapas y su temperatura; estos datos son los siguientes:

Nº de etapa	Dif. temp. entre la etapa y alrededor	Area proyec por la etapa
I	80°C	325 m^2
II	50°C	315 m^2
IIIa	60°C	102 m^2
IIIb	130°C	397 m^2
IV	120°C	501 m^2

La ecuación que nos da el calor total perdido en cada una de las etapas es:

$$Hp = (C \times 1.65 \times D^{5/4} - D) A$$

Donde C = 1.0

Hp, es el calor en la etapa.

Hp_1= (1.66 x $80^{5/4}$- 4.1312 x 80) 325= 241190.5 $\frac{kcal}{hr}$

Hp_2= (1.66 x $50^{5/4}$ - 4.1312 x 50) 315 = 13747.2 "

Hp_3= (1.66 x $60^{5/4}$ - 4.1312 x 60) 102 = 53557.6 "

Hp_4= (1.66 x $130^{5/4}$- 4.1312 x 130)297= 329451.8 "

Hp_5= (1.66 x $120^{5/4}$- 4.1312 x 120)501= 589547.9 "

Ht_p= 1351185.2 "

H_{th}= 1351185.2 kcal/hr

El calor total perdido por convección y radiación en la coraza del horno y en el precalentador, es:

H_{thp}= H_{th} - Htp = 3691419.2 - 1351185.2 =

H_{thp}= 5042604.4 kcal/hr

Resumen del balance de calor del horno.

Calor que entra	kcal/hr	%del calor que entra
Combustión	68901949	99.41
Calor sensible del combustóleo.	269131.77	0.39
Calor sensible del crudo.	137500.00	0.2
Calor sensible del aire	0.00	0.00
total,	69308580.00	100.00
Calor que sale:		
Calor teórico de reacción.	31888332.00	46.01
Evaporación del agua	378254.63	0.55
Calor sensible de gases de salida.	2591918.00	37.39
Calor sensible del aire del enfriador.	5333854.00	7.70
Calor sensible del clinker,	1259999.9	1.82
Calor perdido por radiación y convección.	5042604.4	7.20
total	69818961.00	100.73
Calor que no concuerda	510381.00	0.73

2.- Balance de calor del molino.

Base: $20^{o}C$

Calor que entra:

a.- Calor sensible de los gases de entrada:

$$Qge = MgeC_p\Delta t = 30792.89X \frac{kg}{hr}(0.255)\frac{kcal}{kg^{o}C}(350 - 20)^{o}C$$

$$Qge = 25915118 \frac{kcal}{hr}$$

Donde X es la fracción de gases que salen del preca - lentador y entran al molino.

b.- El calor sensible de la mezcla y del aire fresco alimentado es 0, ya que ambos entran a $20^{o}C$ y la temperatura base es de $20^{o}C$.

a.- Calor sensible del crudo: $Qcr = 210100 \frac{kg}{hr}(0.26)\frac{kcal}{kg^{o}C}$

$$(82 - 20) = 338612 \frac{kcal}{hr}$$

b.- Calor de los gases de salida.

$$Qgs = MgsC_{pgs}(T - 20) = 110956.67 \frac{kg}{hr}(0.255)\frac{kcal}{kg^{o}C}$$

$$(82 - 20)^{o}C$$

$$Qgs = 1754225 \frac{kcal}{hr}$$

c.- Calor sensible de agua asociada al crudo.

$$Qac = Mac\,C_{pac}(T\,ac - 20)^{o}C$$

$$Qac = 1100.00 \frac{kg}{hr}(1)\frac{kcal}{kg^{o}C}(82 - 20)^{o}C$$

$Q_{ac} = 68200 \frac{kcal}{hr}$

d.- Calor latente del agua evaporada de la mezcla en el - molino.

$Q_{am} = M_{am} \lambda_{am} = 8800 \frac{kg}{hr} (586) \frac{kcal}{kg\ agua}$

$Q_{am} = 5156800 \frac{kcal}{hr}$

Balnce total de calor en el molino.

calor que entra= a calor que sale.

$(21287435X) \frac{kcal}{hr} = (3386812 + 1754225 + 68200 + 5156800$

$= 1036647 \frac{kcal}{hr}$

$X = \frac{10366047}{25915118} = 0.40$

Este resultado nos indica que el 40.00% de los gases que salen del resto del precalentador, se dirigen al molino el otro resto 60.00% de los gases que salen del precalentador, van a la torre de enfriamiento para ser acondicionado y poder entrar al electrofiltro.

Con el valor ya conocido de X se puede calcular - al calor proveniente del precalentador y utilizarlo - en el molino. (Q_{gc}).

$Q_{gs} = 25915118X \frac{kcal}{hr} = 25915118 (0.40) \frac{kcal}{hr}$

$Q_{gc} = 10336604 \frac{kcal}{hr}$

3.- Cálculo de la húmedad de los gases a la salida del molino de crudo.

Como se vio anteriormente, la cantidad de gases provenientes del precalentador es:

$$30792.89 \frac{kg\ gases}{hr} = 307972.89\ (0.40) = 123189.15 \frac{kg\ gases}{hr}$$

Húmedad de los gases provenientes del precalentador.

$$\frac{7006.806\ kg\ agua/hr}{307972.89 kg\ gases/hr} = 0.022751 \frac{kg\ agua}{kg\ gases}$$

Cantidad de agua que viene con la fracción de gases provenientes del precalentador:

$$123189.15 \frac{kg\ gases}{hr}(0.22751 \frac{kg\ agua}{kg\ gas}) = 2802.71 \frac{kg\ agua}{hr}$$

húmedad de los gases a la salida del molino: At

A_t= agua de gases de entrada - agua evaporada de la mezcla alimentada.

$$A_t = 2802.71 \frac{kg\ agua}{hr} - 8800 \frac{kg\ agua}{hr} = 11602.71 \frac{kg\ agua}{hr}$$

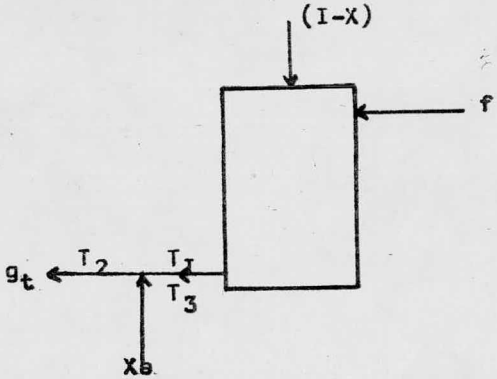
$$H = \frac{11602.71\ kg\ agua/hr}{123189.15\ kg\ gases/hr} = 0.094186 \frac{kg\ agua}{kg\ gases}$$

Donde, A_t es el agua total de los gases de salida del molino.

H, es la húmedad de los gases de salida.

CAPITULO IX

BALANCE COMBINADO DE MATERIA Y ENERGIA EN LA TORRE DE ACONDICIONAMIENTO A LA ENTRADA DEL FILTRO ELECTROSTATICO.



Como puede verse en la gráfica, hay dos corrientes de entrada y una de salida en la torre de acondicionamiento o enfriamiento; las de entrada son la fracción de gases provenientes del precalentador y el agua atomizada para que los gases salgan con una húmedad y temperatura adecuadas, para poder entrar al electro filtro.

Cantidad requerida de agua:

Bajo la suposición de que la atomización es de tal manera eficiente, que hay una distrbución homogenea de agua en los gases dentro de la torre de enfriamiento, por lo tanto ,despreciable la

cantidad de agua sale del gusano de la parte inferior de la torre.

Haciendo un balance de calor en la torre.

Calor que entra = calor que sale.

$$e(I-X)\ C_p(T-T_1) = f\ C_{p1}(100-t) + f\ + fC_{p2}(T - 100)$$

$$f = \frac{30792.89(0.60)\ \frac{kg\ gas}{hr}\ (0.255\ \frac{kcal}{kg\ ^oC}\ (350-117)^oC}{1.00\ \frac{kcal}{kg\ ^oC}\ (100-20)^oC + 586\ \frac{kcal}{kg\ acua} + 0.44\ \frac{kcal}{kg\ ^oC(117-100)}\ ^oC}$$

f= 16301.783 kg agua/hr

Que es la cantidad de agua necesaria en la torre de - enfriamiento.

Resúmen de los materiales de entrada y salida en - la torre de enfriamiento.

Entrada:

Cantidad de gas de entrada: $307972.89\ (0.50)\ \frac{kg\ gas}{hr}$

$= 184783.73$ kg gas/hr

La cantidad anterior incluye la siguiente húmedad

Agua en el gas de entrada: $184783.73\ \frac{gas}{hr}(0.022751)$

kg agua/kg gas = $424.01\ \frac{kg\ agua}{hr}$

Agua que alimenta a la torre: $16301.783\ \frac{kg\ agua}{hr}$

Salida:

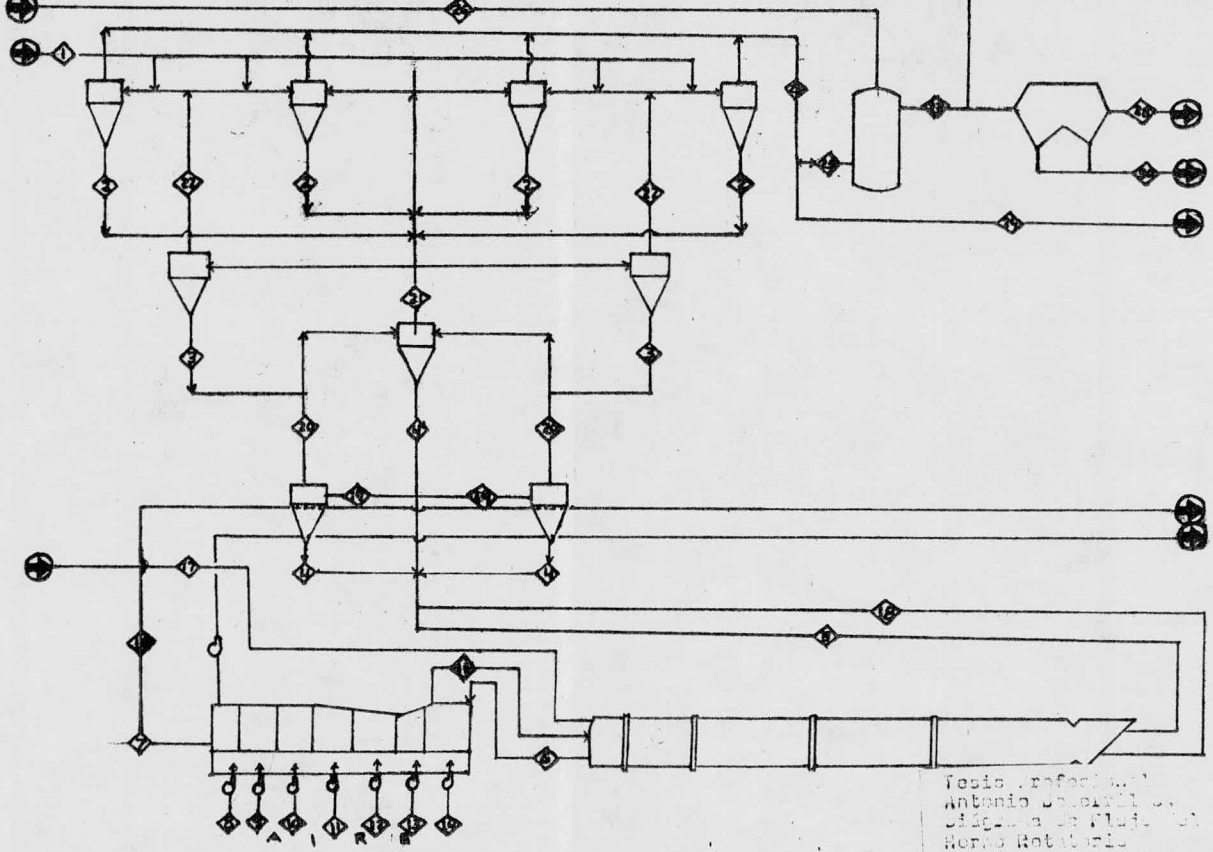
Gases de salida: $184783.73\ \frac{kg\ gases}{hr} - 16301.783\frac{kgagua}{hr}$

Gases de salida = 201085.5 $\frac{\text{kg gases húm}}{\text{hr}}$

Agua en los gases de salida de la torre:

$$A_{gs} = \left(16301.783 \frac{\text{kg agua}}{\text{hr}} - 4204.01 \frac{\text{kg agua}}{\text{hr}}\right)$$

$$20505.793 \frac{\text{kg agua}}{\text{hr}}$$

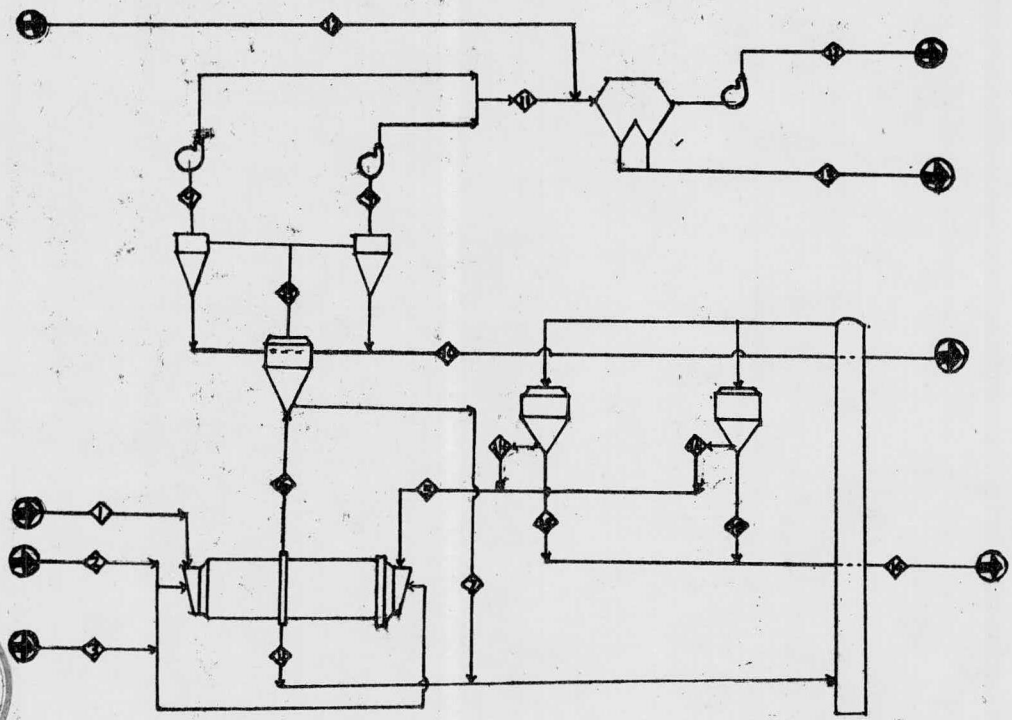


Tesis profesional
Antonio [illegible]
Diagrama de flujo [illegible]
Horno Rotatorio
Facultad de Química
U.N.A.M.

CUADRO SINOPTICO DEL HORNO ROTATORIO

Linea #	1	2	3	4	4,	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
kg/hr	137500	34271.87	68234.37	67890.58	133697	83333.33	83333.33	83333.3	15083.0	30351.49	38414.33	38066.80	39443.77	36004.75	34336.58	260440.94
°C	25	230	480	820	820	1100	1400	100	20	20	20	20	20	20	20	20
% $CaCO_3$	76.21	76.44	76.61	76.91	76.91											
" SiO_2	15.15	15.21	15.23	15.07	15.07		23.5	23.5								
" Al_2O_3	2.58	2.59	2.60	2.53	2.53	4.0	4.0	4.0								
" Fe_2O_3	2.13	2.14	2.14	2.07	2.07	3.3	3.3	3.3								
" MgO	1.42	1.42	1.42	1.40	1.40	2.2	2.2	2.2								
" H_2O	0.50	0.20														
" SO_3	1.29	1.29	1.29	1.27	1.27	2.0	2.0	2.0								
Otros	0.71	0.71	0.71	0.75	0.75	1.1	1.1	1.1								
% CaO						63.9	63.0	63.0								
" CO_2						23.5										
Cal libre							0.9	0.9								
% N_2									76.80	76.80	76.80	76.80	76.80	76.80	76.80	76.80
" O_2									23.20	23.20	23.20	23.20	23.20	23.20	23.20	23.20

Linea #	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
kg/hr	231690	7157.76	253743.74	150517.7	151559.36	305202.06	153780.19	307972.89	123189.15	184783.74	16301.78	201885.52	303708.86	165221	8333.33
°C	20	100	1080		840	820	350	350	350	350	20	117	117	82	117
% CaO_3															
" SiO_2															
" AlO_3															
" Fe_2O_3															
" MgO															
" H_2O			2.537	2.09	2.08	2.07	2.15								
" SO_3			1.82	1.48	1.47	1.45	1.45	2.28	2.28	2.28	100.00	10.70	5.73	4.99	
Otros								1.45	1.45	1.45		1.33	2.73	1.75	
% CaO															
" CO_2			5.64	22.55	22.39	22.24	22.07		22.05	22.05					
" Cal libre								22.05				20.24	19.82	19.08	
" N_2	76.80	0.04	81.63	66.41	65.95	65.49	64.89								
" O_2	23.20	0.23	8.34	6.79	6.74	6.69	6.64	64.91	64.91	64.91		59.65	61.55	63.18	
" C		86.6						6.60	6.60	6.60		6,09	9.73	14.00	
" H_2		10.23													
" S_2		3.10													
" Polvos				0.68	1.37	2.05	2.71	2.71	2.71	2.71		2.49		1.8	100



Tesis Profesional
Antonio Beverril C.
Diágrama de Flujo del
molino de crudo.
Facultad de Quimica.
U.N.A.M.

BIBLIOTECA FACULTAD DE QUIMICA U.N.A.M. O.E.P.

CUADRO SINOPTICO DE FLUJOS DEL MOLINO DE CRUDO

Linea #	1	2	3	4	5	6	7	8
Kg/hr	220000	12232.48	11382.8	497500	398000	245821.63	29858	224971.6
°C	25	20	350	82	82	82	82	82
%mezcla	95.50			99.5	99.5		99.5	
" agua	4.50		2,28	0.5	0.5	1.1	0.5	1.27
" N_2		76.80	64.91			35.0		48.36
" O_2		23.20	6.60			4.0		4.96
" Solidos			2.71			48.06		40.10
" SO_2						0.97		1.12
" CO_2			22.05			10.52		12.19

Linea #	9	10	11	12	13	14	15	16	17
kg/hr	82635	59700	165271.63	336507.15	29850	199000	64675	189050	20185.5
°C	82	82		100	82	82	82	82	117
% Mezcla		99.50			99.50	99.50	99.50	99.50	99.50
" agua	11.99	0.50	1.99	6.73	0.50	0.50	0.50	0.50	10.70
" N_2	63.18		63.18	61.55					59.65
" O_2	14.00		14.00	9.73					6.09
" Solidos	1.75		1.75	2.71					2.49
" SO_2									1.33
" CO_2	19.02		19.02	19.82					20.24

CAPITULO X

ANALISIS DE RESULTADOS

1.- Como se puede ver en el resumen del balance de calor del horno rotatorio, hay una diferencia de 0.73% del calor de entrada. Se hicieron otros balances en los tres hornos restantes de la planta de Atotonilco, y arrojaron valores similares del calor que no concuerda, éste calor se debe a las siguientes causas:

A.- Por la posibilidad de un estado de condiciones no estables en el sistema, en el momento de estar efectuando las mediciones: por ejemplo si el horno sufre un enfriamiento repentino. En el intérvalo de tiempo que tarda el horno en normalizarse, el calor de entrada será mayor que el calor que sale. Aqui es importante mencionar que en los hornos de Atotonilco son muy frecu_entes los enfriamientos.

Es conveniente hacer notar que el calor de salida mas importante es el calor teórico de reacción, ya que es el que tiene mayor valor.

Como es fácil de suponer, ya conociendo el balance de calor del sistema, el calor del sistema solo se modificará cuando se altere el gasto de combustóleo variando cualqúier otro parámetro en la operación del

sistema, el calor de entrada no sufre variación considerable.

2.- La importancia del balance de calor en el sistema estriba en que con éste, se puede conocer la manera en que utiliza el calor generado por la combustión del aceite pesado en el horno. Ya que siempre se desea operarlo con el mínimo gasto de combustóleo, para reducir el costo de manofactura, así como también operarlo con la máxima producción posible y con buena calidad. Con las ecuaciones del balance de calor, se pueden conocer los parámetros que efectuan el gasto de combustóleo, asi se tratará de efectuar los movimientos adecuados para reducir al mínimo el gasto anterior.

Teniendo los datos adecuados, se puede graficar la temperatura promedio de la coraza v.s. e calor perdido en ella, asi se puede ver la variación que hay de calor perdido, al variar la temperatura.

3.- Uno de los parámetros que se observó afectan al sistema, es la temperatura de los gases de salida del horno. Se repitieron varios cálculos de balances de calor en el sistema, con diferentes temperaturas en la cámara y se encontro que por cada 10°C que se disminu

yo a ésta temperatura, se hace un ahorro del 1% del-
combustible alimentado.

4.- Un operador de un horno rotatorio sabe que para la-
buena operación, debe tener en la cámara de gases -
cierto rango de contenido de oxígeno, de lo contrario
el horno no se estabiliza, si alimenta poca cantidad
de oxígeno, el combustible introducido no alcanza a-
quemarse completamente (no hay combustión completa)-
y aparece el CO, que es un gas muy peligroso ya que-
puede producir una explosión muy fuerte en el preca-
lentador, por ésta razón se tiene un mecanismo de se
guridad, de tal manera que, cuando se detecte una -
cantidad considerable de CO, el horno se apaga auto-
máticamente, por otra parte si el hornero introduce-
mucho oxígeno, se enfría el sistema, ya que el oxíge
no que entra frío y absorbe el calor del mismo siste
ma, al cual enfria obviamente.

Estando el horno frío, no se obtiene el clinker-
con sus propiedades adecuadas (no tiene suficiente -
cocción). El operador al tener el horno frío empieza
por disminuir la alimentación para normalizar al sis
tema, pero si después de un cierto tiempo de efectuar
éste movimiento y otros con el combusitible y aire -

alimentados, así como también disminillendo la velocidad del giro del horno, y si continua el sistema sin normalizarse, se para por completo la alimentación del crudo, parando también al movimiento del horno, y solo en pequeños intérvalos se gira éste para poderlo normalizar. Esto trae como concecuencia pérdidas de producción y combustible.

Pero también se debe hacer notar que si el horno esta operando a régimen permanente, y con su contenido normal de oxígeno en la cámara de gases, se puede hacer un ahorro de combustible, al bajar el contenido de oxígeno de un 2.5% a 0.5%. Esto se concluyó después de efectuar varios balances de calor diferentes contenidos de oxígeno en la cámara de gases.

5.- Como puede verse en el resumen del balance de calor del horno, las pérdidas por convección y radiación son del orden de 7.32%, las cuales se podrían disminuir si de alguna manera se mejorará el aislamiento del horno.

6.- El balance de calor del horno que se efectuó en el Capítulo VIII, arrojó un calor de entrada de 69308580 kcal/hr, pero al horno entran 21396 ton, de combustóleo por 217177 ton. de clinker producidas en 6 me -

ses, por lo cual equivale a 47368.365 kcal/hr clinker como se puede apreciar en el siguiente cálculo:

$$Q = 2139600 \frac{kg\ comb}{6\ meses} \times \frac{1mes}{30días} \times \frac{1día}{24Hr} \times 956 \frac{kcal}{kg\ comb} =$$

$$= 47368365 \frac{kcal.}{Hr}$$

Lo cual da un déficit de 21940215 kcal/hr. Esta diferencia se debe a que el balance de calor se hizo estando el horno a régimen permanente, y por ejemplo cuando se prende el horno después de estar algunos días parado, se tarda de menos unas 20 horas en calentarse, y se alimenta combustible sin tener ninguna alimentación de crudo, y por lo tanto no produce clinker en ése período. Además de estos consumos de calor se deben sumar los debidos a los enfriamientos repentinos que sufre el horno por diversos motivos, como lo es el descostramiento de los anillos formados en el interior del horno, o por mala operación del horno, etc., En general cuando el sistema pierde su régimen permanente utiliza mas calor del normal para estabilizarse.

Como puede verse, esta diferencia de 21940215 kcal/hr representa el 31.65% del calor de entrada. Pero se podría hacer un ahorro bastante bueno de combustóleo, si se logra mantener bastante tiempo (la mayor

parte de su operación) estable al sistema. Esto se - logra con un mantenimien o prolongado en el sistema, una buena operación y desde luego una supervisión a- decuada, aunada al buen control de calidad, además - de una estricta vigilancia del estado de cada una de las partes del sistema.

CONCLUCIONES

Con el balance de calor efectuado en el sistema horno-molino, se conoce la manera en que se utiliza el calor generado por la combustión del aceite pesado en el horno rotatorio, además las ecuaciónes usadas en dicho balance indican que parámetros se pueden varias en la operación del sistema para tener un ahorro del combustible alimentado. Por ejemplo es fácil ver que al disminuir la temperatura de los gases de salida del horno, se reduce el calor de dichos gases, se hizo esto-practicamente y se encontró que por cada $10^{o}C$ que se-disminulla esta temperatura, se ahorra el 1% del combustible.

También el contenido de O_2 en los gases de salida del horno parámetro que se puede utilizar para ahorrar combustible, en la práctica se encontro al disminuir-el O_2 en dichos gases de 2.5% al 0.5% se obtuvo un ahorro del 1% de combustóleo.

Por último, si se pudiera mantener al horno trabajando a régimen permanente en 6 meses se ahorraría el 31% del combustible alimentado.

BIBLIOGRAFIA

I.-V.D.Labahn, V.Wilhelm. Ratgeber Für Zement-Ingenieure.Bauverlong.G.m.H. Wiesbaden. Berlin. 1970

2.-Alfredo Ureña Frausto. Química Del Cemento-C.Tolteca.S.A. Atotonilco, Hidalgo.México.1975.

3.-H.D.Howkins, C.J. Holt. Wet Grinding. London-England. 1972.

4.-D.I. Taylor, P. Walker, S. Dodd. Datos Técnicos y Operación de un Horno con Precalentador yEnfriador Fuller. England. 1975

5.-M.Fishened and O.A. Saunders. Technical Data on - Fuel. England. 1972

5.-A.X. Schmidt, H.L. List. Material and Energy Balances. Prentice-Hall Inc. N.J. U.S.A. 1962.

7.-D.M. Himmelblau. Basic Principles and Calculation in Chemical Engineering. Prentice-Hall ,Inc N.J. U.S.A. 1964

8.-D. Kern. Process Heat Transfer. Mc. Graw-Hill Book. Company Inc. New York. 1968.

9.-Perry, CHilton, and Petrick. Chemical Engineers-Hand book Mc Graw Hill Book Company Inc. N.Y. U.S A.1968.

10.-Z. Clausen. The Evolutions of the Cement Kiln, a Historical Sketch. Journal, PCA Research and Development Laboratories, January, 1962.