

Universidad Autónoma de San Luis Potosí

ESCUELA DE CIENCIAS QUIMICAS

"OBTENCION DE CAL GRADO SIDERURGICO
EN SICARTSA"

TRABAJO RECEPCIONAL

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE

INGENIERO QUIMICO

PRESENTA

HECTOR JESUS RODRIGUEZ BECERRA

SAN LUIS POTOSI, S. L. P.

ABRIL DE 1977

T
TN967
R6
c.1



1080076946

Universidad Autónoma de San Luis Potosí

ESCUELA DE CIENCIAS QUIMICAS

**“OBTENCION DE CAL GRADO SIDERURGICO
EN SICARTSA”**

TRABAJO RECEPCIONAL

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE

INGENIERO QUIMICO

PRESENTA

HECTOR JESUS RODRIGUEZ BECERRA

T
TN 967
Rf



A MIS PADRES
J. ISABEL Y LUCIA

A CARMEN

A MIS HERMANOS
ALVARO
YOLANDA
JUAN MANUEL
RODOLFO
JOSE LUIS
EFRAIN
NORMA

C O N T E N I D O

CAPITULO I	OBJETIVO DEL TEMA.
CAPITULO II	INTRODUCCION.
CAPITULO III	DESCRIPCION DEL PROCESO.
CAPITULO IV	CALCULO DE LOS PARAMETROS DE OPERACION.
CAPITULO V	COSTOS DE OPERACION.
CAPITULO VI	CONCLUSIONES.
	BIBLIOGRAFIA.

I N D I C E .

	Pag.
CAP. I OBJETIVO DEL TEMA	1
1.- Presentación clara y completa del proceso.	2
2.- Entrenamiento del personal de operación	2
CAP. II INTRODUCCION	3
1.- Objetivo de la Planta.	4
2.- Teoria de la Calcinación.	4
3.- a) Temperatura de disociación.	6
b) Calor consumido	8
c) Velocidad de calentamiento	10
d) Velocidad de disociación.	10
e) Pérdida de peso	12
f) Nucleo	13
g) Temperatura de Calcinación	14
h) Porosidad y peso específico.	14
i) Efecto del tamaño del mineral	15
CAP. III DESCRIPCION DEL PROCESO	17
1.- Recepción y almacenamiento de Caliza	18
2.- Sistema de alimentación a Hornos de Cal	20
3.- Calcinación de la Caliza en Hornos verticales con doble inclinación.	22

	Pag.
4.- Almacenamiento y distribución de la Cal.	30
5.- Sistema de Recolección de Polvos.	32
6.- Servicios (gas, agua, aire, etc.,)	35
7.- Sistema de medición y control del proceso.	39
 CAP. IV CALCULO DE LOS PARAMETROS DE OPERACION.	 46
1.- Rendimiento de Horno.	47
2.- Consumo de calor en el Horno.	49
3.- Combustible necesario.	51
4.- Relación de combustible a Quemadores superiores e inferiores.	53
5.- Presión de combustible.	56
6.- Aire de combustión necesario. Temperatura del mismo.	57
 CAP. V COSTOS DE OPERACION.	 66
1.- Salarios.	67
2.- Combustible.	67
3.- Energía Eléctrica.	68
4.- Otros.	69
 CAP. VI CONCLUSIONES.	 72
 Bibliografía.	 75

C A P I T U L O I

OBJETIVO DEL TEMA

1.1.- PRESENTACION CLARA Y COMPLETA DEL PROCESO.

El objetivo que se persigue en la realización de este trabajo es presentar una idea bien clara y completa de lo que es el proceso de calcinación usado para la obtención de cal grado siderurgico; así como de calcular los parámetros para la operación en la planta de cal de la "SIDERURGICA LAZARO CARDENAS LAS TRUCHAS S.A."- -- SICARTSA.

II.2.- ENTRENAMIENTO DE PERSONAL DE OPERACION.

También se pretende que este material sea -- usado por el personal de operación de la planta durante -- su entrenamiento y les proporcione una información completa de las características de los equipos de la planta así como de los principios teóricos en que esta fundamentado -- el proceso de tal manera que obtengan los conocimientos -- necesarios para poder comprender el porqué de cada una de las operaciones realizadas en la planta y así puedan de -- desarrollar su trabajo de una manera correcta y eficiente -- tanto durante el arranque de la planta como durante su -- operación normal.

El entrenamiento del personal de operación es muy importante en cualquier tipo de planta no importando -- el proceso que en ella se desarrolle ya que permite al -- personal ubicarse perfectamente en el puesto que desempeña no solo en el aspecto técnico si no también en el hu -- mano ya que cuando un individuo conoce a fondo la impor -- tancia que tiene su trabajo lo desarrolla de una manera -- mejor lo que hace que se sienta satisfecho y se integre -- mejor a la sociedad en que vive.

Todo lo anterior redundará no solo en beneficio del individuo si no también en beneficio de la empresa ya que los conocimientos técnicos del personal aunados a su sentido de responsabilidad hará que siempre este buscando la manera de optimizar su trabajo lo que baja los costos de operación, aumenta la calidad en los productos y hace crecer las utilidades.

C A P I T U L O . II

INTRODUCCION

11.1 OBJETIVO DE LA PLANTA.

El objetivo de la instalación de una Planta de calcinación de caliza en el Complejo Siderurgico de SICARTSA es el de obtener la cal que será usada para la --escorificación de las impurezas contenidas en el acero producido en el Convertidor Basico de Oxigeno (B.O.F.); asi como para la producción de la cal hidratada que será usada como aditivo para la formación de pelets en la Planta Peletizadora, usandose también esta cal en la Planta de Tratamiento de aguas y en la Planta Concentradora para dar un -ph basico a la pulpa de mineral de hierro a bombar por el Ferroaducto.

La instalación de esta Planta hace que SI--CARTSA logre amplia independencia de Proveedores de Materias Primas al producir su propia cal además de que es mucho mas facil transportar piedra caliza que la cal viva --que es altamente higroscópica.

La decisión de instalar Hornos verticales - de doble inclinación de Técnica Alemana se debió a que son actualmente de los diseños mas modernos en el mundo con alta eficiencia de producción y facil operación.

Para la primera etapa de la Siderurgica se instalaron 2 hornos con capacidad de 150 Ton. Cal/día cada uno, pero la Planta ha sido diseñada en todas sus partes - para posteriormente instalar un tercer horno.

Se estima que el consumo de cal será de 80-Kg./Ton. de acero producido, de tal forma que la producción nominal de cal será de aproximadamente 120 000 Ton. para 1.5 millones de toneladas de acero por año a producir durante la primera etapa de la Siderurgica.

11.2 TEORIA DE LA CALCINACION.

El tipo de caliza usada para producir la --cal de grado siderurgico y las propiedades que deben de tener estas difieren grandemente de las calizas y cales para usos generales como las usadas en la producción de insecticidas, fabricación de productos cerámicos, en la industria de la construcción etc; ya que aquellas deben de pasar por controles rigurosos de calidad a fin de obtener productos optimos.

Estos ensayos tienen como fin principalmente asegurar una alta eficiencia en la escorificación de las impurezas contenidas en el acero producido en el convertidor básico de oxígeno (B.O.F.) ya que debido al corto tiempo desoplado en el convertidor la cal debe de tener un alto grado de reactividad. asi como también el de obtener una cal hidratada de buena calidad para obtener optimos resultados al ser usada como aglomerante en la formción de pelets de mineral de hierro.

Al efectuarse la calcinación de la caliza con alto contenido en calcio (más de 50% Ca CO₃) la reacción descomposición del carbonato es una reacción reversible:



Para que está reacción de disociación pueda llevarse a cabo es necesario:

a.- La caliza debe de ser calentada a la temperatura de disociación de los carbonatos.

b:- Esta temperatura debe de ser mantenida durante cierto tiempo.

c.- El CO₂ gaseoso que se produce debe de ser removido.

Las características principales que debe de tener la cal de grado siderurgico son:

- 1.- Alto indice de Reactividad.
- 2.- Alto indice de Porosidad.
- 3.- Bajo indice de Contracción..

La primera propiedad nos indica la facilidad con que la cal puede reaccionar con otros compuestos principalmente ácidos para dar lugar a la formación de sales estables.

La segunda nos indica la superficie de reacción del material y la última está relacionada con la estabilidad que tienen los compuestos formados.

2. a.- TEMPERATURA DE DISOCIACION.

Esta se define como la temperatura necesaria para que el carbonato de calcio empiece a disociarse en sus dos componentes CaO y CO_2 . Los factores principales que se determinan el valor de la temperatura de disociación son la naturaleza del mineral, su estructura cristalina, el tamaño del material y la concentración del CO_2 durante la disociación.

Los valores de la temperatura de disociación desarrollados por Johnston (1) y Mitchell (2) son hasta ahora los más reconocidos y son de 898°C a 760 mm Hg y una atmósfera de 100% de CO_2 para la calcita; la temperatura de disociación de la dolomita ($\text{CaCO}_3 \cdot \text{MgCO}_3$) no se ha establecido aún ya que varía grandemente de acuerdo a la proporción de CaCO_3 y MgCO_3 .

El carbonato de magnesio se disocia a muchas temperaturas bajas desde 402°C hasta 480°C ; sin embargo el MgCO_3 componente de la dolomita se descompone a temperaturas más altas que la magnesita natural. Azbe (3) y otros investigadores han detectado disociaciones de la dolomita a 150°C pero no se aprecia una descomposición si no hasta 590°C , después la disociación se efectúa rápidamente.

Todo lo anterior nos muestra la influencia que tiene la naturaleza y composición del material sobre la temperatura de disociación. Otros investigadores encontraron que el comienzo de la disociación varía entre 500° y 750°C para 3 tipos de dolomita con diferente cristalización:

500°C para dolomita densa de cristalización fina, 650°C para dolomita de cristalización media y 750°C para dolomita de alta cristalización que se disocia completamente cerca de los 800°C ; un valor promedio para la

disociación completa a 760 m m de Hg y una atmosfera de 100% de CO_2 es de 725°C encontrado por Linzell (4) y colaboradores.

Estas diferencias en los puntos de disociación ocasionan que el oxido de magnesio sea sobrecalcinado antes de que la cal sea formada pues es calentado mas arriba de su temperatura de disociación; esto puede evitarse calcinando la caliza a una temperatura menor que la temperatura de disociación (50°C menos), pero aumentando los tiempos de calcinación.

Sin embargo al reducir la temperatura y prolongar excesivamente el tiempo de calcinación se puede producir una cal muy densa y de baja reactividad.

El tamaño del material también afecta la temperatura de disociación ya que esta procede gradualmente de afuera hacia adentro y en general es uniforme hacia el centro y sobre todos los lados de la caliza; lo que origina que sean necesarias temperaturas más altas para que la disociación ocurra en el centro del mineral; en la práctica estas temperaturas exceden a los puntos de disociación establecidos.

Al aumentar el diametro del mineral se necesitarán temperaturas mas altas para la disociación del nucleo, debido al aumento de la presión interna del CO_2 que se ve obligado a escapar; de tal manera que aún con la misma pureza del mineral la diferencia entre las temperaturas de disociación de la superficie y el nucleo pueden ser de 1°C a 370°C dependiendo principalmente del diámetro del mineral.

La influencia que tiene la concentración del CO_2 sobre la temperatura de disociación se muestra en la fig. 1. Si la temperatura y la presión estan en equilibrio, sin importar sus valores, la disociación es estática, pero si hay un minimo cambio en uno de estos valores, tal como un decremento en la presión o concentración de CO_2 o un incremento en la temperatura, la disociación procede inmediatamente con un desprendimiento de CO_2 gaseoso y la formación simultánea de oxidos.

La reacción de disociación del CaCO_3 es reversible por lo que se puede originar una recarbonatación principalmente al calcinar tamaños muy grandes de mineral lo que hace elevar las temperaturas considerablemente para que el -

calor penetre hasta el centro del mineral; la disociación - en este caso con atmósfera pura de CO_2 desarrollará presiones tan altas como 7.03 Kg/cm^2 lo que causa una sobrecalcinación en la superficie ya calcinada. Esto provoca una contracción en el mineral ocluyendo o estrechando los poros a través de los cuales escapa el CO_2 generandose así más presión

Si esta cal es descargada sobre un enfriador antes de que el nucleo sea calcinado, quedará en el una cantidad residual de CO_2 que puede ser absorbido por la superficie de la cal enfriada formando nuevamente CaCO_3 . Esto disminuye desde luego la calidad de la cal producida; es por que al calcinar se busca siempre una rapida y continua evolución del CO_2 .

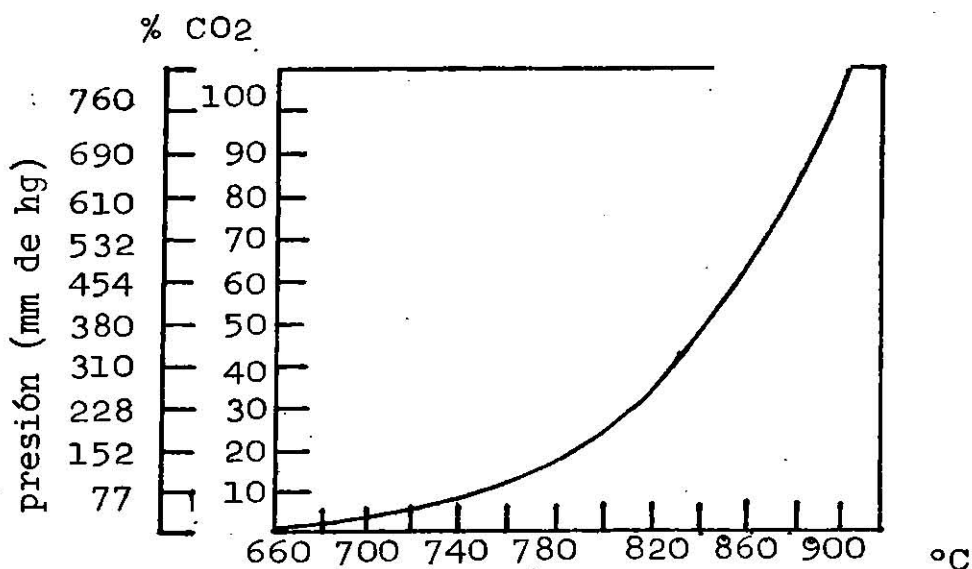


Fig. 1. Influencia de la concentración del CO_2 y la presión sobre la temperatura de disociación del CaCO_3 .

2.b.- CALOR CONSUMIDO.

Para elevar la temperatura del mineral hasta el valor de disociación teórico se necesita calor el que puede ser calculado con la siguiente fórmula:

$$Q = WCp (T_2 - T_1) \quad \text{Donde}$$

Q = Calor consumido Kcal/ Ton.caliza.

Cp = Calor especifico de la caliza Kcal/ - °K - Kg.

W = 1000 Kg. de caliza.

T₁ = Temperatura del mineral °K.

T₂ = Temperatura de disociación teorica.°K

El calor especifico de la caliza es de 0.217 Kcal/°K - Kg.; la temperatura del mineral es de 283.°K - - (10° C) y la temperatura de disociación teorica 1171 °K - -- (898 °C). Sustituyendo valores:

$$Q = 0.217 \times (1171 - 283)$$

$$Q = 192,696 \text{ Kcal/ton. de caliza.}$$

Pero de acuerdo a la estequiometria de la reaccion de disociación se requieren 1.79 ton. de caliza para producir 1 ton. de cal viva por lo tanto.

$$192.696 \frac{\text{Kcal}}{\text{ton.caliza}} \times \frac{1.79 \text{ ton. caliza}}{1 \text{ ton. cal}} = 344 \text{ 925.84 - Kcal/ton cal}$$

Para la producción de la cal es necesario tomar en cuenta otro factor de consumo de calor denominado - - " Retención de la temperatura de disociación " y la cantidad de calor consumida para desalojar completamente el CO₂ del - - Ca CO₃.

El valor más reconocido para este requerimiento calorifico es de 767 800 Kcal/ton de cal, para carbonatos 100 % puros teoricos.

2.c.- VELOCIDAD DE CALENTAMIENTO.

Un principio general entre los productores de cal, indiferente al tipo de cal o calidad es que, una temperatura de calcinación muy alta y un tiempo muy prolongado en la zona de calcinación produce una cal sobrecalcinada que tiene alta contracción, alta densidad, baja porosidad y baja reactividad.

La reacción opuesta se produce a temperaturas bajas y duraciones de calcinado cortas, produciéndose la deseable cal de calcinado suave, alta reactividad, baja contracción y baja densidad. Esta teoría encontrada -- prácticamente ha sido comprobada por muchos investigadores.

Murray (5) hizo estudios de calcinación en calizas comerciales y aunque descubrió algunas excepciones con respecto a esta teoría sus resultados demuestran que cada caliza tiene una temperatura óptima de calcinación y una velocidad de calcinación que solo pueden ser determinadas mediante experimentación.

Murray hace una hipótesis de que la velocidad de calentamiento (durante el precalentamiento y la calcinación) tiene mayor influencia sobre la calidad de la cal que la temperatura máxima o el tiempo de retención en la zona de calcinado (a una temperatura constante).-- El sostiene que el precalentamiento del mineral y luego -- un incremento gradual en la temperatura de calcinación -- evita un mayor tiempo de retención en la zona de calcinación. Esto es opuesto a la teoría de calcinación para un tiempo y una temperatura constantes; sin embargo basándose en la experiencia de muchos investigadores la teoría -- de Murray es la mas aceptada.

2.d.- VELOCIDAD DE DISOCIACION.

El valor mas importante que afecta la velocidad con que el Ca CO_3 se disocia desprendiendo el CO_2 es el tipo de cristalización que tenga el mineral.

Hedin (6) efectuó una serie de pruebas de calcinación a 1000 °C en una atmosfera de CO₂ a presión atmosférica hasta que la disociación se completo y determinó por diferencias de peso la cantidad de CO₂ desprendido, Los resultados presentados en la fig. 2 muestran una gran variación en la velocidad con la cual el CO₂ es desprendido del mineral.

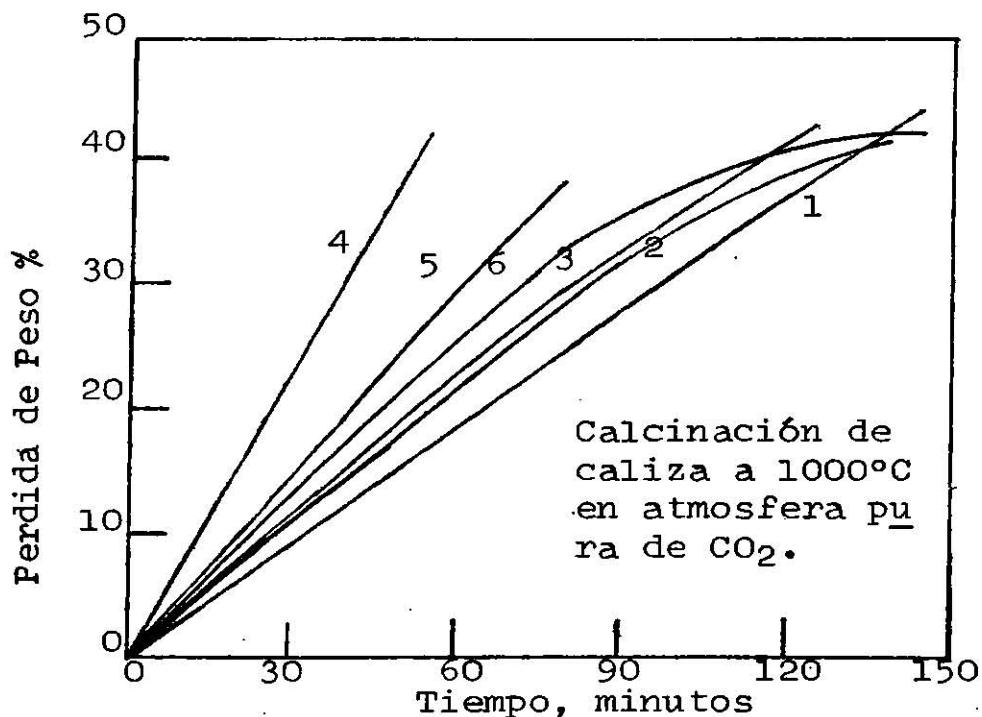


Fig. 2 Velocidades variables de disociación para diferentes tipos de caliza.

Las características del mineral con que se efectuaron las pruebas fueron las siguientes: caliza 1 y 2 densas y de cristalización gruesa; caliza 3 de cristalización fina; caliza 4 compacta de grano fino y contenido de impurezas orgánicas; caliza 5 y 6 de crustaceos de grano fino.

Hedin interpreta los resultados de la siguiente manera: Las calizas de cristalización gruesa debido a su estructura densa liberan el CO₂ lentamente porque los gases tienen dificultad de penetrar en la red cristalina ya que es muy dura; esto ocurre a presiones bajas, puesto que para que saliera fácilmente el CO₂ tendría que estar a una presión mas alta que la atmosférica, sin embargo el mineral denso No. 1 no decrepita durante el precalentamiento; en cambio el mineral No. 3 si lo hace y las grietas causadas por esta decrepitación aceleraron su descomposición lo que no

ocurrió con el otro mineral.

La explicación de la calcinación rápida de la caliza No. 4 es que las inclusiones en la red cristalina de impurezas orgánicas son consumidas durante la calcinación, dejando una estructura de alta porosidad con muchas fisuras para el escape del CO_2 , es por esto que un calcinado rápido se consigue generalmente con mineral que contenga impurezas orgánicas o fisuras naturales, las cuales pueden estar llenas por humedad. Estos poros proveen una área mayor superficial para la evolución del CO_2 .

2.e. PERDIDA DE PESO.

La pérdida de peso en la calcinación de caliza es la cantidad perdida como CO_2 gaseoso producido durante la disociación y es de 44 % para una calcita 100% pura.

En la calcinación completa, la cantidad de CO_2 contenido en la cal no llega a cero, esto ha sido comprobado por muchos investigadores que aún en el laboratorio no han logrado 0 % de CO_2 ya que si la caliza es sobrecalcinada tanto que no exista un núcleo de carbonato en su interior, habrá una ligera absorción superficial de CO_2 debido a la recarbonatación que provoca la atmósfera rica en CO_2 que se encuentra en el horno. Con prácticas efectivas de calcinación estos gases son extraídos rápidamente y de esta forma la recarbonatación puede ser reducida tan bajo como 0.1 % a 0.2 % de CO_2 en la cal.

Las circunstancias que conducen a una recarbonatación excesiva en el horno son generalmente una combinación de las siguientes:

- 1.- Altas temperaturas de calcinación.
- 2.- Distribución desigual de los gases de combustión en la zona de calcinado.
- 3.- Desprendimiento de CO_2 en el enfriador con deficiente circulación de aire.
- 4.- Tiempo largo de estancia de la cal en el enfriador.

2.f.- NUCLEO.

El núcleo es otra de las fuentes de CO_2 - que existe en la cal producida por una calcinación incompleta. Por lo general éste es prácticamente inexistente - en la cal de buena calidad o se manifiesta en tan pequeñas cantidades que no se toma en cuenta.

Es común encontrar núcleos de 3 a 3.5 mm. de diámetro en calizas con granulometría de 60 mm o más - debido a que el calor no penetra hasta el centro del mineral y la calcinación no es llevada a cabo completamente.

Generalmente un núcleo de 0.25 a 2% de CaCO_3 está presente en las cales de calcinado suave; sin embargo algunos productores de cal que se esfuerzan por obtener una cal de alta reactividad y de baja contracción, pueden intencionalmente descargar la cal al enfriador, - justamente antes de que la disociación esté completa, para evitar una cal sobrecalcinada; pero este tipo de practica puede resultar algunas veces contraproducente pues - se obtienen algunas partículas con núcleos de CaCO_3 .

El núcleo es comúnmente encontrado del 5 al 8% en las cales comerciales de los países Europeos; - sin embargo en los Estados Unidos porcentajes del 3 al 5% de CaCO_3 son considerados altos y muchos productores restringen el núcleo a un porcentaje de 0.5 a 1% incluyendo la ligera contaminación de CO_2 que resulta de la recarbonatación ya antes mencionada.

Cuando por problemas en la operación de los Hornos se llegan a obtener núcleos hasta de 25-30% de CaCO_3 en una cal semicalcinada, estos pueden ser recirculados a los hornos siempre y cuando se le quite la costra de cal pues de otra manera la superficie se sobrecalcinaría recarbonatándose y aumentando al mismo tiempo los - - costos de producción.

2.g. TEMPERATURA DE CALCINACION.

Si durante la calcinación de la caliza la míma temperatura de desociación es mantenida esta se vera re-
tardada grandemente y en algunos casos no será completa en-
un 100 % por lo que se hace necesario elevar la temperatura
de disociación mínima a fin de obtener una calcinación com-
pleta en un tiempo y costo mínimo, ya que un incremento en-
la temperatura de disociación ejerce una mayor influencia -
sobre la velocidad de disociación que un tiempo mas largo -
en la zona de calcinado a una temperatura constante.

Mather (7) descubrió que incrementando la tem-
peratura de calcinación 10 °C se ejerce mayor influencia so-
bre la disociación que aumentando en 2 hrs el tiempo de es-
tancia en la zona la zona de calcinado; sin embargo la tem-
peratura óptima para una calcinación eficiente varia con el
tipo de caliza y solo puede ser determinada con exactitud-
mediante la experimentación.

La temperatura mínima y máxima de calcinación-
difieren entre si de 2° C a 260 °C y dependen principalmen-
te de tipo de cristalización de la caliza y de sus dimensio-
nes ya que es obvio que al aumentar el tamaño de la caliza-
la temperatura de calcinación tiene que ser mayor para lo -
grar que esta se lleve a cabo completamente y no se obten-
ga cal con nucleos de Ca CO₃.

Para seleccionar la temperatura práctica de --
calcinación se hace un promedio entre la temperatura mínima
y máxima; para caliza de alto calcio las temperaturas máxi-
mas y mínima son apróximadas a 1350° C y 1025°C respectiva-
mente y su promedio 1187.5 °C.

2.h. PRORSIDAD Y PESO ESPECIFICO.

Los factores de porosidad, densidad y distri-
bución de tamaño de grano estan interrelacionados y tienen-
gran influencia sobre las propiedades principales de las --
cuales tales como la reactividad, cal. útil, distribución de
tamaño de partícula y área superficial de la cal. Una cal -
porosa generalmente tiene baja contracción y por el contra-
rio una cal densa tiene baja porosidad y alta contracción;-
esto último ocurre cuando las temperaturas de calcinación -
son incrementadas y los tiempos de calcinación son aumenta-
dos obteniendose entonces una cal sobrecalcinada con alta -

contracción y baja porosidad.

Fischer (8) realizó una serie de pruebas en un horno de mufla sobre 10 calizas de alto calcio y descubrió que un tiempo de estancia en la zona de calcinación de 4 horas afectó algo o casi nada a la porosidad y a la reactividad a una temperatura moderada de 950° C a 1065° C y las densidades de estas calizas permanecieron constantes; también descubrió que cuando la caliza es súbitamente sometida a altas temperaturas sin un precalentamiento previo sufre un choque térmico que provoca que la cal resultante sea más densa.

El peso específico más exacto para el CaO es de 3.34 g/cm³ en una cal teóricamente pura, sobrecalcinada con contracción óptima máxima densidad y cero porosidad la cual es prácticamente imposible de obtener comercialmente.

La finalidad de la calcinación es obtener una cal de alta porosidad, alta reactividad y con densidad de 1.45 a 1.65 g/dm³ a la cual corresponde una porosidad de 50% o más; aunque esto es difícil obtener en la práctica ya que es antieconómico; industrialmente se obtienen cales con densidad de 1.72 a 1.96 g/cm³.

2.1 EFECTO DEL TAMAÑO DEL MINERAL.

El tamaño del mineral tiene gran importancia en la calcinación de la caliza ya que la disociación siempre se efectúa desde la superficie del mineral hacia el centro por lo que calizas de diámetro grande son más difíciles de calcinar uniformemente y requieren de más tiempo de calcinación y así mismo se necesitan altas temperaturas para generar suficiente presión de CO₂ en la red cristalina para que los gases puedan escapar. Al mismo tiempo estas temperaturas altas (más de 1300° C) sobrecalientan la superficie de la caliza causando alta contracción y reduciendo el tamaño de los poros y fisuras lo que dificulta la disociación y trae como consecuencia una recarbonatación en la superficie o una disociación incompleta en el núcleo, obteniéndose una cal densa de baja reactividad, baja porosidad y por lo tanto baja área superficial. Esto ocurre principalmente cuando el tamaño del mineral es mayor de 150 mm.

Los tamaños pequeños de mineral tienden a calcinarse rápidamente a temperaturas más bajas que los tamaños grandes, debido en gran parte a que el CO₂ tiene una distancia más corta que recorrer y temperaturas que calcinan completamente las partículas pequeñas calcinarán solamente la parte superficial de las partículas grandes ya que la transferencia de calor

es mas lenta y la absorción es mas rápida para la misma temperatura.

La distribución de los tamaños del mineral -- también afecta la calcinación ya que para hornos verticales al tener una distribución no uniforme se tiene una cama de material con distinta permeabilidad lo que hace que el flujo de -- gases de combustión no sea uniforme y la distribución de calor sea mala teniendo como consecuencia que la caliza no sea uniformemente calcinada y no se tenga una calidad constante en -- la cal.

Practicamente el mejor tamaño para la calcinación de la caliza se encuentra entre + 18 mm y - 50 mm para la obtención de cal a usar en el proceso de aceración B.O.F.

C A P I T U L O I I I

D E S C R I P C I O N D E L P R O C E S O

111.1.- RECEPCION Y ALMACENAMIENTO DE CALIZA.

La caliza usada como materia prima en la planta llega a la Siderúrgica proveniente de la cantera " El Limoncito" ubicada en el estado de Guerrero aproximadamente a una distancia de 50 Kms. de donde es traída en camiones de volteo con capacidad de 12 ton y recibida en la planta de Trituración donde su tamaño es reducido desde 800 m m que es con el que sale de la cantera hasta un tamaño menor de 50 m m clasificandose el material entre 18 y 50 m m que es el que será usado en el proceso y eliminandose los finos que se usarán como material de relleno en la planta.

Con el fin de asegurar una calidad óptima en el producto es necesario que la caliza suministrada tenga características físicas y químicas constantes por lo que la caliza es homogenizada en los patios de homogenización formandose 2 pilas con capacidad 25 000 ton. cada una, de las cuales una estará consumiendose y otra estará en formación; de esta manera a la vez que se asegura la alimentación a la planta se tiene una cantidad grande de material plenamente identificado tanto física como químicamente.

Para homogenizar la caliza se cuenta con un apilador de pluma sencilla y un recogedor de barril cada uno con capacidad hasta de 300 ton/hra. El apilador será usado además para apilar materiales miscelaneos obtenidos como subproductos en otras plantas de la Siderúrgica.

La Caliza homogenizada con un tamaño entre 18- y 50 m m es recogida de las pilas y enviada a la planta de cal por medio de un sistema de bandas transportadoras que incluyen una estación de cribado pues es muy importante eliminar cualquier material fino producido durante el manejo de la caliza; la última de estas bandas que es la D-63 descarga por medio de un chute en la tolva de almacenamiento 12.02; en la banda D-63 se encuentra instalada una báscula para registrar la cantidad de caliza --

suministrada a la planta y además cuenta también con un detector de metales el cual al detectar cualquier pieza metálica automáticamente hace que el chute en lugar de descargar a la tolva descargue el material al piso.

La tolva 12.02 tiene una capacidad de 400 ton. y ha de procurarse mantenerla llena a fin de asegurar siempre una carga constante a los hornos de calcinación; está provista de celdas de carga que permiten conocer su nivel de llenado por medio de un indicador en la sala de control.

La descarga a la tolva se efectúa por medio de dos alimentadores vibratorios electromagnéticos 11.04 a y 11.04 b con capacidad cada uno de 100 ton/hra. y de los cuales -- estará trabajando uno y el otro se tendrá como reserva; estos alimentadores descargan sobre la banda 11.05 que lleva la caliza hasta la criba vibratoria 11.06 donde es nuevamente clasificado el material a fin de separar los finos -- menores de 18 m m los que són indeseables en el proceso de calcinación porque causan problemas al flujo de gases dentro del horno al bajar la permeabilidad por la amplia distribución de tamaños lo que podría causar embancamientos y producción de mala calidad además de que la mayor parte -- de la cal producida se envía a aceración donde se necesita un tamaño mayor de 18 m m.

La capacidad de la criba es de 150 ton/hra. y los finos separados en ella son descargados a contenedores eliminándoseles del proceso; el material de + 18 - 50 m m es -- descargado en la tolva pesadora 21.01 donde se pesan cargas constantes de 5.5 ton. de tal manera que al completarse la carga automáticamente paran todos los equipos que la preceden interrumpiéndose la alimentación de caliza; un alimentador vibratorio 21.02 descarga la caliza de la tolva a una -- banda transportadora desplazable 21.03 que alimenta la tolva móvil de carga 22.09 la cual tiene la misma capacidad -- que la tolva pesadora o sea 5.5 ton; cuando la tolva pesadora ésta llena la banda 21.03 se desplaza hasta la tolva 22.09 para iniciar su llenado y automáticamente regresa a -- su sitio cuando ha pasado toda la carga.

NOTA: Todos los datos sobre características de los equipos mencionados en los siguientes capítulos fueron obtenidos de las citas 9 y 10 de la bibliografía.

La tolva 22.09 tiene en su parte inferior un dispositivo motriz 21.12 que le transmite un movimiento rotatorio durante su llenado para una mejor distribución de la carga y un nivel uniforme.

111.2 SISTEMA DE ALIMENTACION A HORNOS DE CAL.

El sistema de alimentación a los hornos consiste de la tolva móvil 22.09 mencionada anteriormente, de un malacate eléctrico 21.04, un carro corredizo 21.10 y un sistema de campanas accionado hidráulicamente por la bomba 21.13

La tolva móvil tiene en la parte inferior una campana unida por el centro a una flecha que en la parte superior tiene la tapa de la tolva y un sistema de poleas para el desplazamiento con el malacate; la flecha puede desplazarse hacia arriba o hacia abajo de tal modo que cuando la tolva se llena y transporta, la flecha está arriba haciendo un sello entre la campana y la tolva para que la carga no se salga; cuando la tolva se va a descargar en cualesquiera de los hornos la campana del fondo se acopla a la de la entrada del horno y al efectuar la descarga la flecha mueve abajo la campana dejando caer la carga y al mismo tiempo sujeta la tapa de la tolva para cerrarla herméticamente. (Fig. No. 3).

El desplazamiento vertical de la tolva móvil se efectúa a través de la estructura del horno por medio del malacate eléctrico 21.04 y al llegar a la parte superior de la estructura se acopla al carro corredizo 21.10 para efectuar el desplazamiento horizontal hasta las compuertas de carga de los hornos; este movimiento es controlado por medio de switches límite eléctricos que paran el carro exactamente al llegar al centro del tragante del horno a cargar.

En el tragante de los hornos está colocado un sistema hidráulico para permitir la carga de la piedra caliza. El tragante es sellado por una campana acoplado a una palanca que tiene en el otro extremo un contrapeso de tal forma que por acción de este último al tragante permanece siempre cerrado; cuando se efectúa la carga del horno

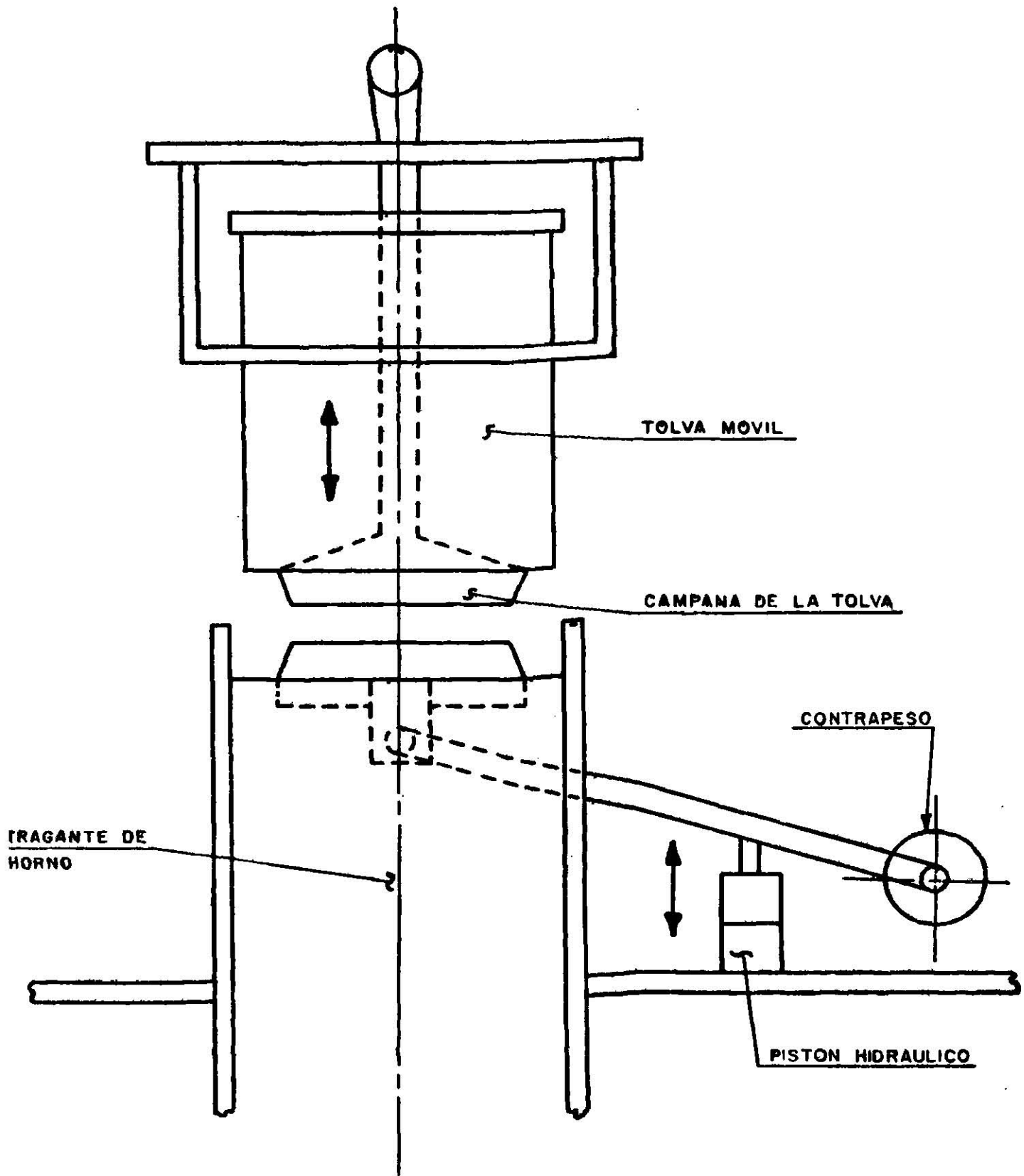


FIG. N° 3 SISTEMA DE CARGA AL HORNO

un piston hidráulico levanta la palanca en el lado -
de el contra peso bajando la campana para permitir -
la entrada del material y quedando en este momento -
la salida del horno cerrada por la tapadera de la --
tolva lo que impide la entrada de aire frio al horno.

Toda la operación de la carga de piedra-
caliza a los hornos se realiza automáticamente y es-
controlada desde el cuarto de control de la Planta -
por medio del nivel de carga preseleccionado de ante
mano de tal manera que cuando este nivel baja hasta-
el limite el cual varia desde 1.8 a 3 m. medidos des
de la campana de cierre del horno, un detector de --
nivel envia una señal al cuarto de control y el sis-
tema de carga entra en funcionamiento inmediatamente
para cargar el horno.

111.3.0 CALCINACION DE LA CALIZA EN HORNOS VERTICALES CON DOBLE INCLINACION.

La Calcinación de la piedra caliza se lleva a cabo en 2 hornos verticales con doble inclinación 22.01 a y 22.01 b cada uno con capacidad para 150 ton. de cal por día en los cuales se diferencian principalmente 3 zonas según la función de cada una de ellas:- (Fig. No.4)

a.- Zona de carga y precalentamiento.

b.- Zona de calcinación.

c.- Zona de enfriamiento y descarga.

a.- Zona de carga y precalentamiento.

Esta zona se encuentra en la parte más alta del horno, donde se recibe la piedra caliza que entra por el trágante al pozo de carga y zona de precalentamiento para aumentar su temperatura por recuperación del calor contenido en los gases de combustión que circulan a contracorriente de tal manera que al final de esta zona la caliza alcanza temperaturas hasta de 850° C muy cercanas a la de calcinación ya que a medida que va descendiendo dentro del horno la temperatura de los gases es mayor.

b.- Zona de calcinación.

Está localizada en la parte media del horno y esta formada practicamente por dos zonas situadas en los planos inclinados del horno frente a cada uno de los cuales hay 3 cámaras cilíndricas de combustión, cada una con su respectivo quemador.

Los planos inclinados tienen como finalidad voltear el material que se este calcinando al pasar del plano superior al inferior y de esta manera lograr un calcinado uniforme.

En esta parte del horno es donde se alcanzan las más altas temperaturas (1300° C en las cámaras de combustión superior y 1250° C en las inferiores) siendo en esta zona como su nombre lo indica el lugar donde se logra la calcinación de la caliza para obtener la cal lo cual se consume completamente en la parte final de la zona.

En los quemadores de esta zona se quema una -- mezcla de gas de alto horno y gas de coque la cual proporciona el calor necesario para el proceso.

Las cámaras de combustión se encuentran colocadas al mismo nivel en forma equidistante una de la otra -- tanto en la zona superior de calcinación como en la inferior.

c.- Zona de enfriamiento y descarga.

Esta situada inmediatamente abajo de la zona -- inferior de calcinación y en esta parte la cal se enfría -- cediendo su calor al aire de enfriamiento que entra a contracorriente del medio ambiente por la parte inferior del horno recuperándose de esta manera gran cantidad de calor -- y sirviendo este aire como aire secundario de combustión -- al llegar a la zona de calcinación asegurando que los gases sean quemados completamente ya que en las cámaras la -- combustión se lleva a cabo con un déficit de aire.

La descarga de la cal se efectúa por medio de -- tres empujadores hidráulicos (21.14) colocados cada uno de ellos en un orificio de descarga sobre una mesa de des- -- carga a una banda transportadora.

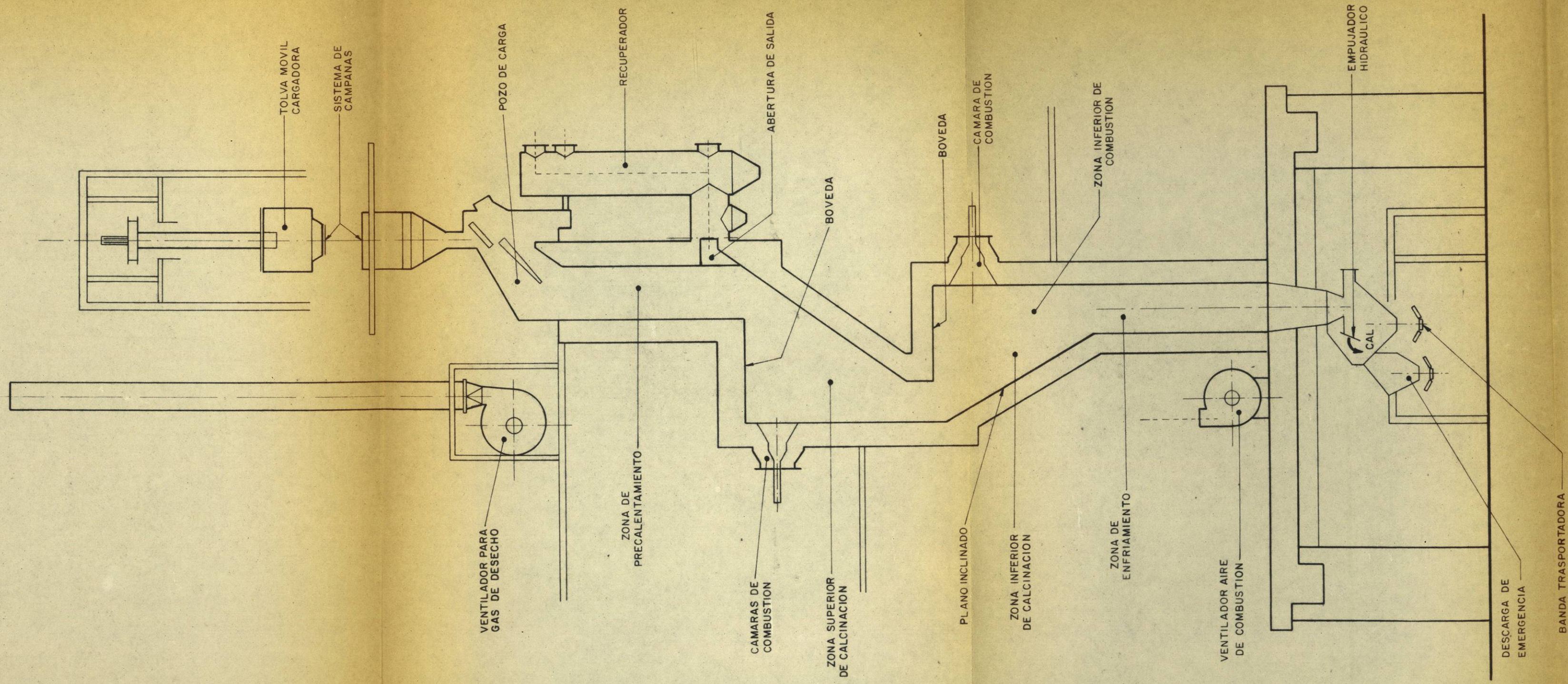


FIG. No. 4 HORNO VERTICAL CON DOBLE INCLINACION

111.3.1 FLUJO DE MATERIALES .

El flujo de la piedra caliza en los hornos es en forma descendente desde la carga en el tragante hasta la descarga en la parte inferior del horno. El flujo del aire es en sentido contrario al del material; o sea que se admite aire frío por la parte inferior del horno y se expulsa mezclado con los gases de combustión por la parte superior. Durante el recorrido de los materiales a través de las zonas del horno se producen cambios en las características de estos, los cuales serán descritos a continuación.

La piedra caliza se carga en el horno a temperatura ambiente y se inicia su precalentamiento al contacto con los gases de desecho que a la salida -- tienen una temperatura de aproximadamente 300°C, de esta forma a medida que va descendiendo la carga, va aumentando su temperatura hasta alcanzar un valor de 850 - 870° C muy cercano al de descomposición del CaCO_3 al final de la zona de precalentamiento.

En la zona superior de calcinación donde se mantienen temperaturas de 1300°C por medio de 3 quemadores (21.15.4, 5 y 6) la mayor parte de la caliza se transforma en cal viva (CaO) por desprendimiento del bixido de carbono (CO_2) al alcanzar y sobrepasar la temperatura de disociación y calcinación del carbonato de calcio (CaCO_3) debido a la acción del calor producido por los quemadores.

Al pasar el material a la zona inferior de calcinación frente al segundo plano inclinado se cambia su perfil quedando ahora expuesta directamente a la acción del calor producido por los 3 quemadores inferiores (21.15.1 2 y 3) la parte contraria a la expuesta en la zona superior lo cual asegura una completa calcinación del material y teniendo al final de esta zona practicamente toda la carga convertida en cal viva (CaO).

En esta zona inferior de calcinación se mantienen temperaturas de 1250° C. e inmediatamente después pasa a la cal a la zona de enfriamiento y al ir descendiendo a través de ella va bajando su temperatura debido al flujo de aire que entra por la descarga del horno siendo la temperatura de la cal al salir del horno entre 60 y 80° C.

El aire entra por la parte inferior del horno y se calienta al contacto con la cal en la zona de enfriamiento y al llegar a las zonas de calcinación tanto inferior como superior sirve como aire secundario de combustión de los quemadores, estos son operados con un déficit de aire.

La mezcla de gases de desecho es extraído del horno a través de 2 puntos ubicados uno en la parte inferior de la zona de precalentamiento y el otro en la parte superior cerca del tragante del horno. (Fig. No. 5)

El gas que se extrae de la parte inferior de la zona de precalentamiento tiene una temperatura promedio entre 850 y 900° C. recuperándose una gran parte de su contenido calorífico al ser aprovechado para precalentar el aire que será usado como aire primario de combustión en los quemadores y el cual es aire ambiente introducido por el ventilador de aire de combustión 21.17.

La recuperación del calor se efectúa en el prerrecuperador 22.06 que es una cámara metálica recubierta por material refractario con un conducto superior de refractario el cual es calentado por los gases de desecho y a través del cual circula el aire frío aumentando así su temperatura; el calor de los gases de desecho es aprovechado completamente al hacerlo circular en flujo a contracorriente con el aire frío en el recuperador de calor 21.19 donde el aire de combustión alcanza la temperatura de 350° C. y los gases de desecho salen a 250° C.

Esta recuperación del calor de los gases hace disminuir considerablemente el consumo de combustible en este tipo de hornos lo que lo reduce en gran cantidad los costos con respecto a otros tipos de horno.

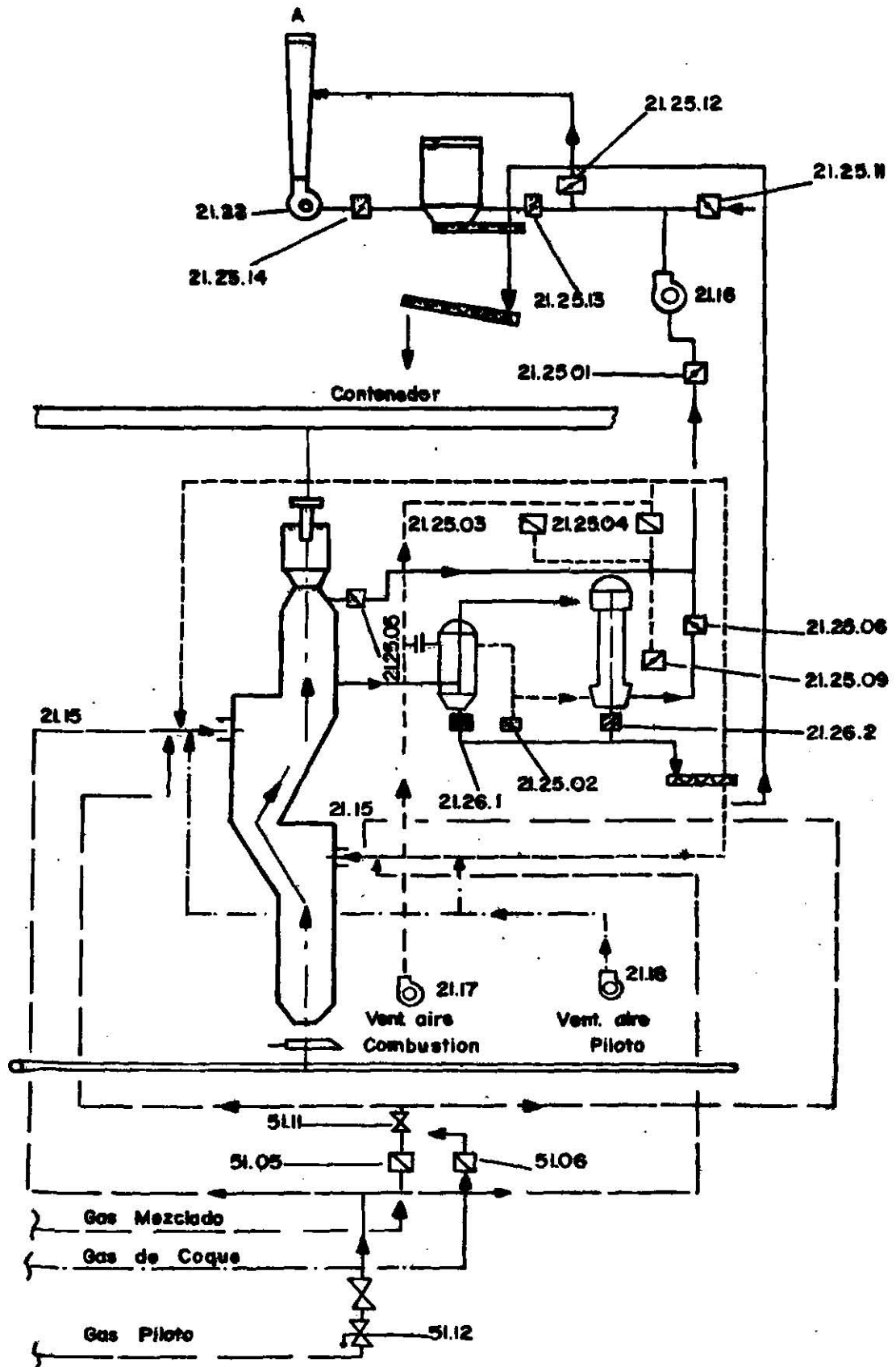


Fig. No. 5 DIAGRAMA DE FLUJO DE GASES HORNO DE CAL

El aire de combustión que sale del recuperador es enviado por medio de ductos aislados terminadamente hasta los quemadores.

Los gases de desecho son extraídos junto con los del tragante por medio del ventilador 21.16 el que los envía al sistema de desempolvado 21.21 y una vez ya limpios son expulsados a la atmósfera por medio del ventilador 21.22 a través de la chimenea 22.14.

111.3.2 SISTEMA DE VENTILADORES.

En los hornos de doble inclinación hay ventiladores para suministro de aire de combustión y ventiladores para extracción de gases de desecho. De los mencionados en primer lugar se tienen 2 tipos según la función que desempeña el flujo de aire que producen; así tenemos:

- a) Ventilador para aire de ignición (21.18 a y b).
- b) Ventilador para aire de combustión (21.17 a y b).

De cada tipo de ventilador hay uno instalado por horno y su función es la siguiente:

- a) Ventilador para aire de ignición.

Es un pequeño ventilador con capacidad de proporcionar un flujo de aire de $300 \text{ M}^3 \text{ N/Hr.}$ a una presión de 360 m m CA el cual sirve como aire de combustión para el gas en los quemadores piloto. Antes del ventilador hay un filtro para evitar la entrada de materiales extraños que puedan provocar taponamientos tanto en la línea como en los pilotos.

b) Ventilador para aire de combustión.

Este ventilador proporciona el aire primario necesario para la combustión de los gases en los quemadores principales. Tiene una capacidad para 7000 M³N/Hr. de aire a una presión de 755 m m C.A.

Como ya se mencionó anteriormente el flujo de aire proporcionado por este ventilador antes de llegar a los quemadores pasa por el sistema del prerrecuperador y recuperador de calor para ser calentado; sin embargo durante el calentamiento del horno antes de alcanzar temperaturas de 700° C en la zona superior de quemadores todos los gases de desecho son extraídos por el tragante del horno manteniendo la válvula 21.25.06 cerrada y la 21.25.05 -- abierta de tal manera que no hay flujo de gases calientes al prerrecuperador y recuperador y el aire de combustión pasa directamente a los quemadores al permanecer la válvula 21.25.04 cerrada.

VENTILADORES PARA GASES DE DESECHO.

En cada horno hay 2 ventiladores para extraer los gases de desecho del interior. El ventilador 21.16- con capacidad para manejar 15 000 M³N/Hr a una presión de 917 m m C.A. succiona los gases de desecho tanto del tragante del horno como a través del recuperador de calor -- siendo controlada la fracción extraída de cada punto de -- acuerdo a la abertura de las válvulas 21.25.05 y 21.25.06- con lo cual se regula también la temperatura de el aire -- primario de combustión; las dos líneas de gases se unen -- antes de llegar al ventilador y la presión a la cual son -- succionados es regulada mediante la abertura de la válvula 21.25.01 situada inmediatamente antes del ventilador el -- que puede enviar los gases directamente a la chimenea si -- se mantiene cerrada la válvula 21.25.13 y abierta la 21. -- 25.12 ó enviarlas a la estación de desempolvado en cuyo -- caso la posición de las 2 válvulas 21.25.13 y 21.25.12 es -- a la inversa.

Cuando los gases van por la estación de desempolvado son succionados por el ventilador 21.22 que tiene una capacidad para manejar $31200 \text{ m}^3/\text{hr}$ de gas a una presión de 350 m m C.A. siendo esta controlada por la abertura de la válvula 21.25.14. Si los gases tienen una temperatura alta que pueda dañar la estación de desempolvado es posible abrir la válvula 21.25.11 y permitir la entrada de aire frío para bajar esa temperatura alta.

Los gases de desecho son finalmente expulsados a la atmósfera a través de la chimenea 22.14.

111.3.3. SISTEMA DE QUEMADORES. (21.15 a y b)

En cada uno de los hornos están instalados 6 quemadores individuales en grupos de 3 quemadores, cada uno sobre una plataforma de quemadores superior y una inferior.

Cada quemador individual tiene un quemador piloto que se enciende eléctricamente, el cual permanece encendido siempre durante la operación de los quemadores y cuenta con un detector de flama que permite conocer desde el cuarto de control cualquier falla en el piloto el cual al apagarse origina el paro del quemador principal.

Los quemadores piloto son alimentados con gas de coque cuyo flujo es regulado por válvulas electromagnéticas para ajustar la flama a una forma y longitud determinada de tal manera que pueda ser captada por el detector; de la misma manera es regulada la cantidad de aire al piloto.

La alimentación de combustible a los quemadores principales solo puede ser efectuada al estar en servicio los 3 quemadores piloto de un grupo de quemadores y se logra abriendo una válvula magnética de gas principal la cual es común al grupo.

La cantidad de gas y aire de combustión deseadas para cada uno de los quemadores principales son ajustadas mediante válvulas reguladoras de compuerta -- instaladas en las líneas de gas y aire individuales a cada quemador.

Como gas principal se usa una mezcla de gas de coque y gas de alto horno.

Los quemadores solo podran ser encendidos - si se cumplen las condiciones siguientes:

- a) Haya voltaje en la red de la caja de --
conexión del quemador.
- b) Los ventiladores de extracción de gases
de desecho esten funcionando.
- c) Los ventiladores para aire de combus- -
tión esten funcionando.

111.4. ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCION DE LA CAL.

La descarga de la cal de los hornos se efectúa mediante 3 Empujadores hidráulicos 21.14 para cada -- horno a y b con capacidad para extraer hasta 6.25 ton/hra. de cal y descargarla sobre la banda transportadora 31.01 -- que cuenta con una báscula de rodillos múltiples 31.02 -- para controlar y regular el paso de la cal viva producida. Al final de la banda 31.01 antes de la descarga a la banda 31.04 se encuentra instalada la estación de muestreo -- 31.03. Un peón tomará manualmente cada 30 min. muestras -- directamente a la salida de cada horno y las llevará a -- uno de los 3 recipientes colectores, de los cuales cada -- uno corresponde a uno de los 3 hornos (La planta constará en su etapa final con 3 hornos en total). Las salidas de estos recipientes alimentan alternadamente un pequeño -- molino de martillos que reduce el tamaño del material a -- acumulado (aproximadamente 80 kgs. por recipiente) al re-- querido por el laboratorio; el molino descarga sobre un -- transportador de gusano que lleva el material a un cortador giratorio el que automáticamente toma una muestra representativa de aproximadamente 1 Kg. la cual es llevada -- directamente al laboratorio. Las muestras de cada horno -- son manejadas por separado para que la producción de cada uno de ellos sea juzgada individualmente. El material sobrante del muestreo se retorna directamente a la banda -- 31.04 que transporta el total de la cal hasta la criba -- vibratoria 31.05 que se encuentra encima del grupo de tolvas 32.03 y separa el material en fracciones de 0 - 18 mm y + 18 - 50 m m de las cuales el fino que pasa a través -- de la malla es descargado sobre el transportador de gusano 31.07 que lo lleva a la tolva de almacenamiento 32.03 -- d con capacidad de 150 ton. El material con tamaño +18-50 ó sea el que no pasa la malla cae en la banda transporta-- dora 31.06 la que es reversible y desplazable y puede des-- cargar alternadamente en cada una de las tres tolvas de -- almacenamiento para gruesos 32.03 a, b y c cada una con -- capacidad para 150 ton. de cal. (Fig. No. 6)

Debajo de las tres tolvas 32.03 a, b y c se encuentra la banda transportadora 31.09 que tiene una báscula de rodillos múltiples 31.11 para controlar la cantidad que es alimentada por uno de los 3 dosificadores vibratorios 31.08 a, b y c instaladas en las salidas de las tolvas; la banda 31.09 descarga sobre el transportador 31.10 que lleva la cal viva a la estación de carga de contenedores donde la banda 31.12 carga alternandamente 2 contenedores cerrados provistos de 2 aberturas de carga cada uno. La banda 31.12 es de construcción especial ya que puede desplazarse horizontalmente hacia adelante y hacia atrás para cargar en cada una de las bocas de los contenedores y también tiene un movimiento lateral para cargar cualquiera de los 2 contenedores. El control posicional de la banda es efectuado lo calmente por el operador. La cantidad de carga a los contenedores es regulada automáticamente por mecanismos contadores con ajuste previo, los cuales son controlados -- por la báscula de rodillos múltiples 31.11.

Los contenedores llenos son transportados -- hasta la planta de Aceración por medio de camiones especiales.

Los finos de cal son descargados de la tolva 32.03 d por medio de un alimentador vibratorio 31.15- que descarga sobre la banda transportadora 41.02 que lleva el material hasta la planta Hidratadora. En caso que -- no haya suficientes finos para alimentar la Planta Hidra tadora esta puede ser alimentada también por gruesos de + 18 a 50 m m en cuyo caso la banda reversible 31.09 se hace funcionar en el sentido de descarga sobre la 41.02.

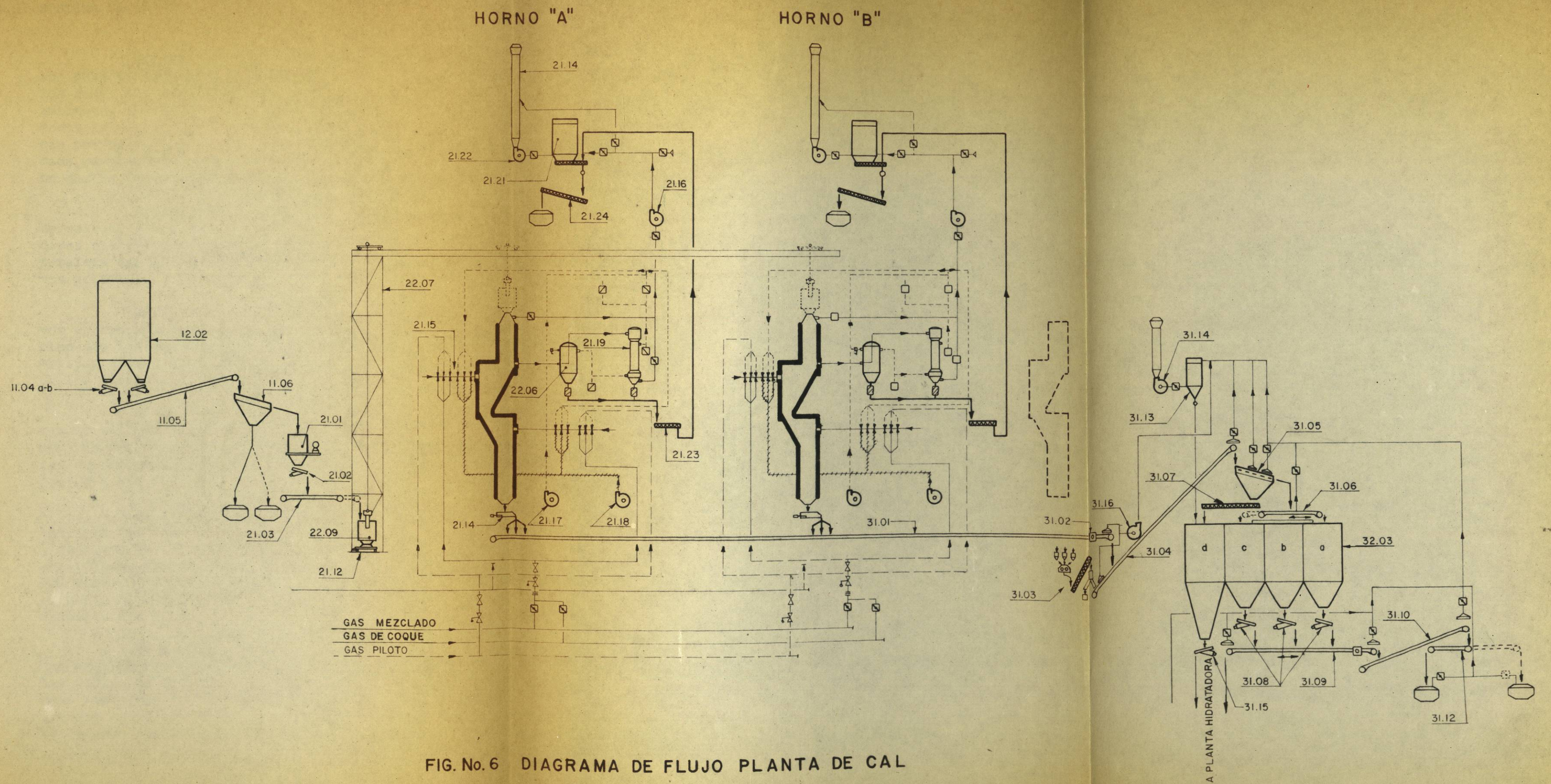


FIG. No. 6 DIAGRAMA DE FLUJO PLANTA DE CAL

111.5. SISTEMA DE RECOLECCION DE POLVOS.

Debido al problema que representa el manejo de los polvos producidos en instalaciones industriales y a los daños que causan tanto a los equipos como al medio ambiente, es requisito indispensable en la actualidad que todos los equipos utilizados en la industria y que produzcan polvos cuenten con sistemas eficientes para su captación, recolección y posterior aprovechamiento lo que evita en muchos casos pérdidas económicas considerables.

Existen múltiples sistemas para recuperación de polvos, tales como lavadores, filtros de sacos, separadores electrostáticos, etc. que se utilizan según la naturaleza del proceso y la aplicación posterior de los mismos polvos.

Los puntos donde generalmente se producen polvos en los procesos en que se manejan materiales degradables son las descargas de tolvas, transportadores, cribas, molinos etc. y es en estos puntos donde deberán instalarse los equipos adecuados para su control.

En el proceso de obtención de cal viva los puntos en los que se producen polvos son controlados por equipos colectores, que generalmente consisten de campanas de extracción que por medio de ductos, conducen los polvos a los filtros.

En el interior de los hornos de cal se produce una gran cantidad de polvos durante la operación de carga y descenso de la caliza a través del horno los cuales son arrastrados por el flujo de gases hasta la parte superior del horno donde salen junto con los gases de desecho por el punto de entrada al prerrecuperador de calor y por el tragante del horno.

El prerrecuperador y recuperador de calor no son propiamente colectores de polvo pero al fluir los gases dentro de ellos chocan contra las paredes produciéndose turbulencias lo que ocasiona que las partículas más grandes de polvo caigan y se colecten en el fondo de ambos siendo descargados por medio de válvulas de compuerta

de doble péndulo 21.26.1 y 21.26.2 las cuales mientras una -
compuerta esta cerrada la otra abre evitando de esta mane-
ra cualquier entrada de aire frio; las válvulas descárgan-
sobre el transportador de gusano 21.23 que lleva los pol-
vos al gusano 21.24 donde junto con los polvos de filtro -
21.21 son descargados a contenedores.

Los gases de desecho que son extraídos por la
parte superior del horno por medio del ventilador 21.16 se
juntan con los gases que pasan a través del prerrecuperador
y recuperador antes de llegar al ventilador, el cual los -
envia a la unidad de desempolvado 21.21. Esta unidad es --
del tipo de bolsas filtrantes colocadas en bateria a la --
misma distancia una de la otra y montadas en bastidores --
metálicos. La circulación de los gases dentro de la unidad
es provocada por la succión del ventilador 21.22 que hace-
que los gases fluyan de afuera hacia adentro de las bolsas
reteniendo de de esta manera el polvo en la parte exterior
de las mismas. La regeneración de las bolsas filtrantes se
efectúa por medio de el soplo de un ventilador de aire de-
limpieza 21.21.1 que se desplaza sobre un carro 21.21.2 a-
todo lo largo de la unidad de desempolvado de tal manera -
que va soplando sucesivamente cada bolsa produciendo una -
pulsación que hace caer el polvo adherido a la bolsa en su
superficie exterior haciendo caer hasta el fondo de la - -
unidad de donde es removido por un transportador de gusano
21.21.5 a el transportador 21.24 que los descarga a un --
contenedor.

La superficie filtrante total de la unidad -
es de 434 m² y hay instalada una unidad para cada horno --
(21.21 a y 21.21 b).

Los gases ya limpios con un minimo de con- -
tenido de polvos de 0.1 gr./m³N son enviados a la atmos--
fera por el ventilador 21.22 a través de la chimenea.

Hay instalada en la planta otra unidad de- -
sempolvadora 31.13 en funcionamiento igual al de las uni--
dades 21.21 a y b pero con una superficie filtrante menor-
(182 m²) la cual esta colocada en la parte superior de las
tolvas de almacenamiento de cal 32.03 y recolecta los pol-
vos que son producidos en los siguientes puntos:

- a).- Descarga de las bandas transportadoras 31.01, 31.04
31.06, 31.09, 31.10, 31.12.
- b).- Criba vibratoria 31.05.

La succión de los polvos producidos en la -
descarga de la banda 31.01 y el muestreador 31.03 se - -
efectúa con el ventilador 31.16 con capacidad para 2160-
 m^3 N/hr. a 100 mm CA que los envia a la unidad de desem-
polvado 31.13

La succión de los polvos en los demás pun--
tos la efectúa el ventilador 31.14 con capacidad para --
 $22500 m^3$ N/hr. a 350 mm CA y la hace a través de la - --
unidad filtrante 31.13 a donde llegan los polvos por me-
dio de ductos que los transportan desde las campanas cc-
lectoras; el polvo recolectado en las bolsas del filtro-
es descargado directamente a la tolva de cal fina 32.03d
y el aire ya limpio es enviado a la atmósfera por la - -
chimenea con el ventilador 31.14.

Este aire de desecho también tiene un conte-
nido de polvos menor de $0.1 \text{ gr}/m^3$ n. de tal manera que -
puede considerarse mínima la contaminación ambiental por
polvos producidos en la planta.

111.6

SERVICIOS

Son todos aquellos elementos necesarios para la elaboración ú obtención de un producto y - los cuales aunque no forman parte final de éste - - son indispensables para la realización del proceso. Entre estos elementos se encuentran para esta planta:

1.- GASES COMBUSTIBLES

2.- AGUA

3.- AIRE COMPRIMIDO

4.- NITROGENO

111.6.1

SUMINISTRO DE GASES COMBUSTIBLES.

El Calor requerido para la calcinación de la piedra caliza es suministrado por una mezcla de gas de Alto Horno y gas de coque en proporción - tal que al valor calorífico de la mezcla sea de -- 2500 Kcal/m³ N, el gas llega a la planta en líneas independientes cada uno procedentes de los gasóme - tros.

111.6.1.1

GAS DE ALTO HORNO.

El gas de alto horno con un valor calo - rífico de 720 Kcal/m³ N llega a la planta con una presión 350 mm CA la cual es incrementada por el - ventilador 51.01 con capacidad para 6800 m³ N/hr.- a 1400 mm CA. La válvula de mariposa la 51.03 a -- (Fig. No. 7) permite la entrada de gas a la plan - ta siendo condición para el funcionamiento del ven - tilador que las válvulas de mariposa 51.04 a y --- 51.04 b esten abiertas mientras la válvula 51.08 - permanece cerrada.

En caso de falla del ventilador es posible continuar el consumo del gas abriendo la válvula 51.08 y cerrando las de entrada y salida del ventilador 51.01. Existen en la línea de gas instalados instrumentos para medición y control de la presión, flujo y temperatura.

111.6.1.2 GAS DE COQUE.

El gas de coque con un valor calorífico de 4000 Kcal/m³ N es suministrado a la planta con una presión de 350 mm CA elevándose este valor hasta 1900 mm CA por medio de los ventiladores 51.02 a y 51.02 b con capacidad para manejar 5400 m³ N/hr. (Fig. No. 7).

La válvula de mariposa 51.03 c permite la entrada del gas a la planta existiendo varias posibilidades de manejo de gas de acuerdo a las necesidades del proceso mediante arreglos con las válvulas de compuerta de tal manera que es posible suministrar gas de coque:

- a).- Con los 2 ventiladores en funcionamiento. Válvulas 51.04 c, d, e, f abiertas y válvulas 51.04 g, h, i cerradas.
- b).- Con el ventilador 51.02 a en funcionamiento y 51.02 b parado. Válvulas 51.04 c, d, i, h abiertas y válvulas 51.04 g, e, f, cerradas.
- c).- Con el ventilador 51.02 b en funcionamiento y 51.02 a parado. Válvulas 51.04 g, i, e, f abiertas y válvulas 51.04 c, d, h, cerradas.
- d).- Con los 2 ventiladores parados. Válvulas 51.04 g, h, abiertas y válvulas 51.04 c, f, i cerradas.

Todas las válvulas de mariposa anteriores son accionadas mediante un motor eléctrico.

Lo anterior le da una gran flexibilidad al sistema en caso de tener fallas en uno o los 2 ventiladores.

Después de los ventiladores la línea de gas de coque se divide en 2 líneas:

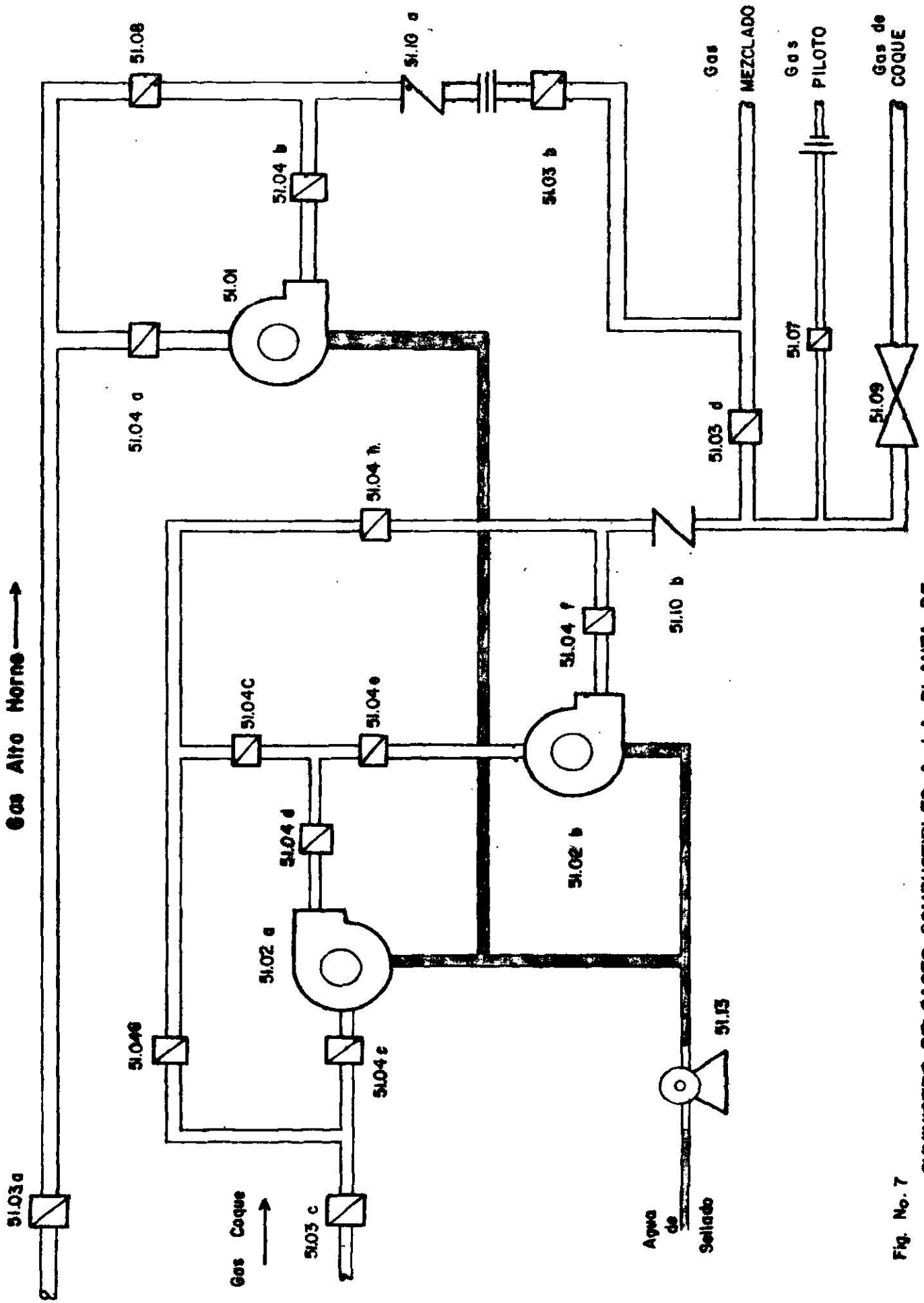


Fig. No. 7
 SUMINISTRO DE GASES COMBUSTIBLES A LA PLANTA DE
 CAL.

a).- Una línea que se une a la del gas de alto horno para efectuar la mezcla de gases que será suministrada a los quemadores.

b).- La otra línea de gas de coque se bifurca en 2 ramas una de las cuales alimenta directamente el gas necesario para los quemadores piloto y la otra línea conduce el gas de coque a los quemadores en caso de que se use únicamente este gas en el horno lo que ocurre al arrancar por primera vez la planta o en caso de falta de gas de alto horno.

Existen instalados en la línea de gas de coque instrumentos para la medición y control de presión, flujo y temperatura.

Las válvulas 51.05 a y b permiten el paso de la mezcla de gases a cada uno de los hornos a y b respectivamente de la misma manera que las válvulas 51.06 a y b permiten el paso cuando se usa únicamente gas de coque.

Las válvulas 51.12 a y b permiten el paso del gas de coque a los quemadores piloto.

Tanto las líneas de suministro de gases como los ventiladores han sido diseñados para una capacidad total de 3 hornos con 150 ton/día de cal cada uno.

111.6.2 AGUA

El agua que se consumirá en la planta será agua cruda del Rio Balsas y que llega a la planta a una presión de 1 kg/cm^2 siendo requerida para los sellos de agua en las líneas de gas de coque y alto horno antes de su entrada a la planta lo cual asegura la completa ausencia de gas en las líneas de la planta en caso de ser necesario efectuar reparaciones o mantenimiento en ellas.

También es usada para sellar las chumaceras de los ventiladores elevadores de presión para gas de Alto Horno y gas de coque evitando el peligro de explosiones por fuga de estos gases.

Otro uso del agua cruda en la Planta es en los aparatos analizadores de oxígeno instalados en cada uno de los hornos.

El consumo total de agua cruda en la planta es de un máximo de $7 \text{ m}^3/\text{hr}$.

111.6.3 AIRE COMPRIMIDO.

El aire comprimido requerido en la planta se usa únicamente para efectuar limpieza y es suministrado a una presión de 2.0 Kg/cm^2 existiendo tomas para mangueras de 25.04 m m en cada una de las plataformas de los hornos, en la estación de muestreo y en las tolvas para almacenamiento de cal.

111.6.4 NITROGENO.

El Nitrógeno es usado en la planta para la purga de las tuberías de gas y de los ventiladores siendo suministrado a cada uno de los tramos de tubería que pueden cerrarse entre sí por medio de válvulas a una presión de 5.5 Kg/cm^2 .

Antes de efectuar trabajos de reparación y de llenar las líneas nuevamente con gas es estrictamente necesario purgar las líneas con nitrógeno a fin de eliminar la mayor parte del aire contenido en ellas y bajar la concentración de O_2 a menos de 1.5% a fin de evitar la formación de mezclas explosivas.

El volumen necesario de N_2 para purgar una tubería es 2 o 3 veces el volumen de la línea. El consumo máximo de Nitrógeno para cada purga total de las líneas de gas será de 60 m^3 .

Todos los elementos mencionados anteriormente son llevados a la Planta de Cal bajo responsabilidad del Departamento de Servicios Interplantas.

111.7. SISTEMA DE MEDICION Y CONTROL DE PROCESO.

111.7.1 CUARTO DE CONTROL.

El control de la operación para la Planta de Cal se efectúa desde un puesto de mando central - llamado " Cuarto de Control " donde se encuentra un pánel o tablero con un diagrama mímico del flujo en el -- que están representados todos los equipos de la Planta- así como los indicadores, registradores, controladores- de las variables del proceso y las llaves o botones pa- ra arrancar los equipos.

En el tablero también hay una sección - con alarmas luminosas de tal manera que cuando se pre-- senta alguna perturbación o falla en algún equipo o --- variable del proceso se escucha una alarma acústica que dá aviso al operador del cuarto de control de la falla- y el mismo tiempo una luz intermitente indica el tipo - de falla; esta luz permanece encendida hasta que la fa- lla ha sido corregida.

Cada equipo tiene una señal luminosa -- que esta encendida cuando el equipo esta en funciona- - miento y se apaga cuando el equipo para.

Todo el equipo de la Planta se encuen- tra interconectado electricamente entre si de acuerdo- a condiciones de operación y de seguridad tanto para - la protección de los equipos como del personal que - - trabaja en la misma; por ej. las bandas transportado-- ras que manejan materiales estan interconectadas de -- tal manera que si una de ellas para, automáticamente - parará también la que la está alimentando para evitar- sobrecargas y atascamientos; de la misma forma no - -- puede haber suministro de gas a los quemadores princi- pales mientras no se encuentren trabajando los ventila- dores de extracción de gases de desecho y aire para la

combustión así como estén encendidos todos los quemadores piloto del grupo de quemadores principal que se quiera arrancar; todo esto evita la concentración de gases combustibles no quemados en el horno y que podría dar lugar a explosiones con daños para los equipos y el personal.

Antes de poder arrancar cualquier equipo desde el cuarto de control es necesario tener "PERMISO DE ARRANQUE " lo que se logra oprimiendo el botón correspondiente; en ese momento se escucha en toda la planta una alarma acústica que avisa al personal que un equipo será arrancado por lo que se deben retirar del radio de acción de los equipos a fin de evitar accidentes; después de 30 seg. se enciende la lámpara del " PERMISO DE ARRANQUE " y los equipos podrán ser arrancados.

111.7.2 SISTEMA DE MEDICION Y CONTROL.

El sistema de medición y control en la Planta de cal lo podemos definir como el conjunto de elementos e instrumentos que miden, indican, registran y controlan las variables que intervienen a todo lo largo del proceso para mantenerlas en valores o rangos previamente determinados, los cuales son los requeridos para obtener la cal con una calidad optima y constante.

El sistema consta principalmente de las siguientes partes:

- 1.- Elementos primarios colocados en los puntos de medición en la Planta como són termopares, termómetros, dispositivos de toma de presión, dispositivos medidores de nivel, placas de orificio etc.
- 2.- Transmisores o transductores colocados en puntos cercanos al de medición.
- 3.- Equipos auxiliares como amplificadores, sumadores - extractores de raíz cuadrada, fuente de poder etc.- que se encuentran instalados en la subestación eléctrica de la Planta y en el pánel auxiliar colocado detrás del pánel principal en el cuarto de control.
- 4.- Indicadores, registradores, controladores, botones de arranque y paro de equipo localizados en el tablero principal del cuarto de control.

Las variables principales a medir y controlar en la planta son:

- a) NIVEL.
- b) FLUJO.
- c) PRESION.
- d) TEMPÉRATURA.
- e) VALOR CALORIFICO.
- f) CONTENIDO DE OXIGENO.

Los puntos donde se miden y controlan estas variables s \acute{o} n:

a).- NIVEL:

En la tolva para almacenamiento de caliza 12.02 en por ciento %.

En el horno nivel de la carga, en mts.

En las tolvas para almacenamiento de cal 32.03 a,b,c y d. en por ciento %.

b) FLUJO:

De caliza alimentada a la tolva 12.02 en ton/hra.

De cal descargada de los hornos en la banda 31.01 en ton/hra.

De gas de Alto Horno antes de la estaci \acute{o} n de mezclado-
M³/hr.

De gas de coque antes de la estaci \acute{o} n de mezclado. M³/hr.

De gas de coque en la linea a los quemadores piloto. -
M³/hr.

De mezcla de gases a los quemadores principales de cada horno. M³/hr.

De mezcla de gases a cada uno de los quemadores principales. M³/hr.

De aire de combusti \acute{o} n a cada uno de los quemadores - -
principales. M³/hr.

De gases de desecho a la salida del recuperador de calor. M³/hr.

De gases de desecho antes del ventilador 21.16. M³/hr.

De cal en la banda 31.11.

c) PRESION:

De gas de Alto Horno antes y despu \acute{e} s del ventilador- -
51.01 m m C.A.

De gas de coque antes y despu \acute{e} s de los ventiladores --
51.02 a y b. m m C.A.

De los gases de desecho antes del ventilador 21.16 - -
m m C.A.

Del aire de combusti \acute{o} n despu \acute{e} s del recuperador de calor. m m C.A.

Del gas de desecho antes del desempolvador 21.21 m m.-
C.A.

d) TEMPERATURA EN TODOS LOS PUNTOS SE MIDE EN °C.

Del gas de Alto Horno en el ventilador 51.01.

Del gas de coque en los ventiladores 51.02 a y b.

De los gases en las zonas de combustión inferior y superior de cada horno.

Del gas de desecho antes y después del recuperador de calor.

Del gas de desecho a la salida por el tragante del horno.

Del aire de combustión después del recuperador de calor.

De los gases de desecho antes del desempolvador 21.21.

De los gases de desecho en el desempolvador 21.21.

e) VALOR CALORIFICO.

De la mezcla de gases combustibles después de la estación de mezclado de gas en Kcal/m^3 .

f) CONTENIDO DE OXIGENO.

En los gases de desecho después del ventilador 21.16 en % de O_2 .

Para poder medir, indicar, registrar y controlar las variables anteriores es necesaria la intervención en conjunto de los elementos que integran el sistema de medición y control, los cuales actúan de la siguiente manera:

El elemento primario o sensor detecta la variable de temperatura, presión, flujo, etc., pasando una señal al transmisor o transductor que la convierte en una señal eléctrica proporcional a el valor de la variable, ésta señal eléctrica va a la subestación y tablero auxiliar para ser regulada y adecuada siendo posteriormente enviada a los indicadores, registradores y controladores en el panel principal del cuarto de control donde ocurre lo siguiente: si el instrumento es solo un indicador ésta señal llega a el provocando el movimiento de una aguja indicadora sobre una escala graduada en términos de unidades de la variable, el movimiento de ésta aguja es proporcional a la señal recibida indicándonos los cambios que sufre la variable; si el instrumento es también un registrador ésta señal provoca de la misma manera que una pluma se mueva sobre -

una grafica, registrandose en ella los cambios que sufre la variable a través del tiempo.

Cuando el instrumento es también controlador actua de la siguiente manera:

Una señal de igual magnitud a la que llega a los indicadores y registradores es recibida en el controlador el cual la compara con una señal que corresponde a un valor de la variable que se desea controlar, el cual - ha sido previamente fijado de acuerdo a las necesidades - del proceso y es necesario se mantenga constante, llamandosele a este valor seleccionado "PUNTO FIJO"; Si al comparar estas señales existen una diferencia entre ellas el controlador emitirá una señal eléctrica que accionará un motor que mediante un impulso provoca un cambio en un elemento actuador que puede ser una válvula, un alimentador vibratorio etc. a fin de mantener la variable en el valor deseado.

El funcionamiento correcto del sistema de medición y control permite al operador del cuarto de control conocer exactamente las condiciones en que se esta desarrollando el proceso de tal manera que cualquier perturbación o falla en los equipos y las variables es detectada debiendose corregir inmediatamente a fin de asegurar la calidad de la producción.

Con el fin de proteger los equipos del horno y su recubrimiento refractario asi como asegurar una buena operación es necesario tener presentes las máximas temperaturas admisibles en los siguientes puntos:

- 1.- Temperatura en las zonas de combustión, máxima 1350°C.
- 2.- Temperatura de la cal a la descarga, máxima 150°C.
- 3.- Temperatura del gas de desecho a la entrada del recuperador, máxima 900°C.
- 4.- Temperatura del aire de combustión máxima 350°C.
- 5.- Temperatura del gas de desecho, máxima 350°C.

Estos valores en caso de ser alcanzados durante la operación deber de ser abatidos inmediatamente de la siguiente manera:

- 1.- La temperatura en la zona de combustión puede ser bajada disminuyendo la cantidad de gas alimentada a los quemadores al mismo tiempo que se ajusta la cantidad de aire de combustión.
Variaciones periodicas en las temperaturas de las zonas de combustión son indicación de que la carga dentro del horno está fluyendo constantemente; éstas variaciones son de 50 a 100°C. Una temperatura constante mucho tiempo en las zonas es indicio de que se está obstruyendo el flujo de material y es necesario avisar al operador para que pique el horno y el material fluya.
- 2.- La temperatura de la cal a la descarga depende en gran parte de la cantidad de aire introducida por la parte inferior del horno por medio del ventilador de extracción de gases de desecho por lo que un aumento en ésta cantidad de aire provoca un descenso en el valor de la temperatura sin embargo al aumentar la cantidad de aire manejada por el ventilador hay que observar cuidadosamente el consumo de corriente de éste a fin de evitar sobrecargas en el motor, asimismo es necesario observar los valores de las temperaturas en las zonas de combustión los cuales pueden descender.
- 3.- La temperatura de los gases de desecho que van al recuperador está en función de las temperaturas en las zonas de combustión superiores por lo que una disminución en éstas ocasiona un descenso en el valor de ésta temperatura.
- 4.- La temperatura del aire de combustión depende de la cantidad de gas de desecho que pase a través del prerrecuperador y recuperador por lo que un aumento en ella puede ser contrareestado disminuyendo ésta cantidad de gas de desecho abriendo más la válvula 21.25.05 y cerrando la 21.25.06 con lo que una mayor cantidad de gas es extraído por el tragante del horno disminuyendo entonces la cantidad de gas caliente extraído a través del prerrecuperador y recuperador.
- 5.- La temperatura del gas de desecho tiende a aumentar cuando falta carga en el horno ó cuando la carga no fluye correctamente formandose embancamientos; a fin de que el material baje se puede mantener la descarga del horno continua durante algunos 5 a 10 minutos y cargar caliza nueva al horno lo que hace que disminuya la temperatura de los gases de desecho y a la vez ayuda a que el material aglutinado baje a través del horno.

C A P I T U L O I V .

CALCULO DE LOS PARAMETROS DE OPERACION

IV. 0. CALCULO DE LOS PARAMETROS DE OPERACION.

El objetivo que se persigue en el desarrollo de este capítulo es el de dar a conocer al personal cuales són los parámetros de operación más importantes en el proceso de la calcinación de caliza en los hornos de doble inclinación de manera que en un momento determinado pueda fácilmente, mediante la aplicación de formulas sencillas calcularlos y de esta manera se de cuenta si el proceso se esta efectuando correcta y eficientemente o es necesario hacer modificaciones.

También se pretende hacer notar la importancia que tiene cada uno de estos parámetros en el proceso y la forma en que afectan la operación a fin de que se interpreten correctamente los valores encontrados en un determinado momento y se puedan hacer los ajustes necesarios para optimizar la operación sabiendo de antemano los efectos que van a originar los cambios de estos parámetros sobre el desarrollo del proceso y finalmente en la calidad del producto.

No es el fin realizar cálculos complicados sobre aspectos que en muchos casos se refieren estrictamente al diseño de la Planta como por ejemplo derivación de formulas y calculos de constantes que intervienen en balances de calor, además de que muchos de los factores de diseño se basan en experiencias anteriores en otras plantas de los constructores.

IV. 1. RENDIMIENTO DEL HORNO.

Los Hornos han sido diseñados para producir 150 Ton/día de cal para una alimentación de caliza de un tamaño de + 18-50 mm y una composición promedio de:

Ca CO ₃	-	97.28	% en peso.
MgO	-	0.25	
SiO ₂	-	0.98	
Al ₂ O ₃	-	0.22	
Fe ₂ O ₃	-	0.16	
Mn ₃ O ₄	-	0.06	
SO ₃	-	0.07	

Con una densidad promedio de 2.662 gr/cm³.

La producción mínima de cal admisible por horno depende de gran parte de la fluidez que tenga la cal en el horno lo cual depende básicamente de la granulometría del material como ya se mencionó anteriormente; se puede considerar como un valor de producción mínima para estos hornos el 50 % de su capacidad o sean 75 Ton/día de cal, sin embargo se deberá de tener mucho cuidado de evitar enbancamientos en el horno cuando se trabaje a una producción mínima ya que como la velocidad de descarga es muy lenta el material tiende a aglutinarse por lo que hay que observar continuamente el registrador del nivel de carga en el horno.

El cálculo del rendimiento del horno en Ton. cal/día se realizará fácilmente de acuerdo a:

$$D = \frac{S}{R} \quad (I) \quad \text{donde}$$

S = Toneladas de caliza cargadas por día.

R = Relación entre el peso de la carga de caliza y la descarga de cal.

D = Rendimiento del horno en Ton. cal/día.

Así según el número de cargas alimentadas al horno. (dato obtenido del contador de cargas): Ejemplo No.1.

Número de cargas en 24 hrs. = 47 cargas/día.

Contenido de cada carga = 5.53 ton/carga caliza.

Cantidad total de caliza $5.53 \times 47 = 260$ Ton/hrs. caliza.

El factor de conversión de caliza/cal de acuerdo a la reacción de descomposición del CaCO_3 y un % de 97.28 de CaCO_3 es $R = 1.73$

Sustituyendo en: $D = \frac{S}{R}$

$$D = \frac{260}{1.73} = 150 \text{ Ton cal/24 hrs.} \\ \text{ó } 6.25 \text{ Ton cal/hr.}$$

Con esta misma formula es posible calcular para una variación en la producción el número de cargas a efectuar y ajustar el tiempo de carga.*

Para una producción de 120 Ton. $\text{CaO}/24$ hr.

$$S = D \times R.$$

$$S = 120 \times 1.73 \text{ ton caliza/24 hrs.}$$

$$S = 207.6 \text{ ton caliza/24hrs.}$$

$$\text{Número de cargas en 24 hrs.} = 37.5 \text{ cargas caliza.}$$

$$= 1.562 \text{ cargas / hr.}$$

o sea que hay que cargar el horno cada 38 minutos.

IV.2 CONSUMO DE CALOR EN EL HORNO.

El consumo de calor en el horno para la calcinación de la caliza esta compuesto

- a) Calor necesario para elevar la temperatura de la caliza hasta la temperatura de calcinación.
- b) Calor necesario para eliminar el contenido de humedad en la caliza.
- c) Calor necesario para realizar la calcinación.
- d) Calor perdido por radiación en el horno.
- e) Calor perdido en la cal a la descarga.
- f) Calor perdido en los gases de desecho.

La suma de estos valores nos da la cantidad de calor necesario para calcinar la caliza; estos valores dependen en gran parte del tipo de caliza a calcinar así como el tipo de hornos en que se efectue ya que en algunos casos como en el de los hornos verticales con doble inclinación hay --

una gran recuperación de calor tanto de los gases de desecho como de la cal antes de su descarga.

La compañía RHEINSTAHL AG que diseñó los -- hornos para SICARTSA reporta que para el tipo de caliza a calcinar en los hornos de doble inclinación en esta -- planta el consumo de calor será de 1000 Kcal/kg cal. (c).

A partir de este dato se calcula fácilmente - el requerimiento de calor en el horno para una produc- - ción de 150 ton/día de cal.

$$\begin{aligned} \text{Consumo de calor} &= 1000 \text{ Kcal/Kg} \times 150 \text{ ton/día} \times - \\ & \quad 1000 \text{ Kg/ton.} \\ &= 150\ 000\ 000 \text{ Kcal/día.} \end{aligned}$$

Durante la operación de la Planta el consumo de calor en el horno se obtiene a partir de el número de m³N de gas registrados en el contador del pánel del cuar to de control por ej. cuando se use solamente gas de - - Coque: Ejemplo No. 3

$$V = \text{Consumo de gas de coque en 24 hrs.} = 35625 \text{ m}^3\text{N.}$$

$$Hu = \text{Valor calorífico del gas de coque} = 4000 \text{ Kcal/-} \\ \text{m}^3\text{N.}$$

$$D = \text{Rendimiento del horno} = 150 \text{ ton/día.}$$

$$W = \text{Consumo de calor.}$$

Aplicando la formula:

$$W = \frac{Hu \times V}{D \times 1000} \quad (2)$$

$$W = \frac{4000 \times 35625}{150 \times 1000} \quad \frac{\text{Kcal} \times \text{m}^3\text{N.}}{\text{m}^3\text{N} \times \text{Kg cal.}}$$

$$W = 950 \text{ Kcal /kg cal.}$$

Cuando se use una mezcla de gas de Coque y gas de Alto-Horno.

$$\text{Consumo de gas de Coque} = 32086 \text{ m}^3\text{N.}$$

$$\text{Consumo de gas de A.Horno} = 27113 \text{ m}^3\text{N.}$$

$$V = \text{Consumo de gas mezclado} = 59199 \text{ m}^3\text{N.}$$

$$Hu = \text{Valor calorífico del gas mezclado} = 2500 \text{ Kcal/m}^3\text{N.}$$

$$D = \text{Rendimiento del horno} = 140 \text{ ton/día.}$$

$$W = \frac{Hu \times V}{D \times 1000}$$

$$W = \frac{2500 \times 59199}{140 \times 1000}$$

$$W = 1057.12 \text{ Kcal/ton cal.}$$

IV.3 COMBUSTIBLE NECESARIO.

El volumen necesario de combustible para el horno depende de el tipo de gas que se esta usando ya sea mezcla de gas de Coque y gas de Alto Horno ó gas de Coque únicamente así como de las características y composición química -- que tenga el gas pues su valor calorífico cambia de acuerdo a ella. ejemplo No. 5.

Así para un consumo de calor de 1000 Kcal/ton cal y una -- producción de 120 ton de cal / día tenemos.

$$W = 1000 \text{ Kcal / Kg Cal.}$$

$$D = 120 \text{ ton cal /día.}$$

a) Para una operación consumiendo gas de Coque solamente y con un valor calorífico de 4000 Kcal/m³N, de:

$$W = \frac{H_u \times V}{D \times 1000} \quad \text{despejando } V.$$

$$V = \frac{W \times D \times 1000}{H_u} \quad \text{sustituyendo.}$$

$$V = \frac{1000 \times 120 \times 1000}{4000}$$

$$V = 30\,000 \text{ m}^3\text{N de gas de Coque / día.}$$

- b) Para una operación consumiendo una mezcla de gas de Coque y gas de Alto Horno con un valor calorífico de 2500 Kcal/m³N de gas mezclado. El volumen necesario de la mezcla de gases será:

$$\text{Sustituyendo valores en } V = \frac{W \times D \times 1000}{H_u}$$

$$V = \frac{1000 \times 120 \times 1000}{2500}$$

$$V = 48000 \text{ m}^3\text{N de gas -- mezclado / día.}$$

Para un valor calorífico de 4000 Kcal/m³N del gas de Coque y 720 Kcal/m³N del gas de Alto Horno se puede calcular la cantidad de gas necesario de cada uno de ellos para obtener una mezcla con un valor calorífico de 2500 Kcal/m³N.

Llamemos: X = fracción de gas de Coque por m³N de mezcla.

Y = fracción de gas de Alto Horno por m³N de mezcla.

$$\begin{array}{rcl} \text{Tenemos:} & 4000 X + 720 y & = 2500 \\ & X + Y & = 1 \end{array}$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones encontramos:

$$X = 0.542 \text{ m}^3\text{N gas de Coque} / \text{m}^3\text{N gas mezclado.}$$
$$Y = 0.458 \text{ m}^3\text{N gas A.Horno} / \text{m}^3\text{N gas mezclado.}$$

Así podemos calcular el volumen de gas necesario en cada caso multiplicando la fracción de gas de Coque y gas de Alto Horno por el volumen total de mezcla.

$$\begin{aligned} \text{Volumen de gas de Coque necesario} &= 0.542 \times 48000 \\ &= 26016 \text{ m}^3\text{N gas} \\ &\quad \text{de Coque / día.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volumen de gas de Alto Horno necesario} &= 0.458 \times 48000 \\ &= 21984 \text{ m}^3\text{N de} \\ &\quad \text{gas de Alto} \\ &\quad \text{Horno / día.} \end{aligned}$$

IV. 4 RELACION DE COMBUSTIBLE A QUEMADORES SUPERIORES E INFERIORES.

Como ya se mencionó anteriormente los quemadores superiores en este tipo de hornos son operados con un déficit de aire de tal manera que gases aún combustibles salen de las cámaras de combustión y entran en la zona de combustión para quemarse totalmente con el aire en exceso que está subiendo desde la parte inferior del horno.

La cantidad de combustible que puede ser suministrada a los quemadores superiores está limitada en parte por la temperatura máxima admisible en la zona superior de combustión (lo mismo ocurre para las cámaras de combustión inferiores) y por otra parte por la temperatura máxima admisible a la entrada del recuperador.

Por estas razones de mayor necesidad de calor en la zona superior de calcinación y de un déficit de aire en las cámaras superiores la razón de combustible suministrado es mayor a los quemadores superiores que a los quemadores inferiores.

La relación de distribución m se define como:

$$m = \frac{\text{Cantidad de combustible suministrada arriba.}}{\text{Cantidad de combustible suministrada abajo.}} \quad (3)$$

Como una experiencia de operación de estos -- hornos en otras Plantas se ha encontrado que el valor de m varia entre 1.3 y 2.0 de acuerdo a las condiciones del proceso y en parte depende del tipo de caliza que se este calcinando pues para una caliza de calcinación rapida es posible aumentar la cantidad de combustible suministrada arriba pues el consumo de calor es más rapido; en cambio con calizas de calcinación lenta es necesario disminuir el combustible suministrado arriba ya que el consumo de calor se efectua mas lentamente.

Para un valor determinado de m es posible calcular la cantidad de combustible a suministrar a cada -- sección de quemadores de acuerdo al consumo de combustible total calculado anteriormente. Si

V_s = Volumen de combustible a quemadores superiores $m^3N/hr.$

V_i = Volumen de combustible a quemadores inferiores. $m^3 N/hr.$

V = Consumo total de gas en el horno. $m^3N/hr.$

3 = Número de quemadores en cada sección.

Tenemos $m = \frac{V_s}{V_i}$ y (3).

$$V = V_s + V_i \quad (4)$$

Para los datos del ejemplo Número 3.

$$V = 35625 m^3N / 24 hrs. = 1484.4 m^3N /hr. \text{ de gas de Coque.}$$

y si $m = 1.3$

Despejando V_s de (3)

$$V_s = m V_i \text{ y sustituyendo en (4)}$$

$$V = mV_i + V_i$$

$$V = V_i (m + 1)$$

$$V_i = \frac{V}{m+1}$$

Sustituyendo valores. $V_i = \frac{1484.4}{1.3 + 1}$

$$V_i = 645.38 \text{ m}^3\text{N gas Coque /hr.}$$

La cantidad suministrada de gas a cada quemador en la zona inferior será.

$$V_i = \frac{645.38}{3}$$

$$V_i = 215.12 \text{ m}^3 \text{ N gas de Coque /hr.}$$

La cantidad de gas a la zona superior será, despejando.-
 V_s de (4).

$$V_s = V - V_i$$

$$V_s = 1484.4 - 645.38$$

$$V_s = 839.02 \text{ m}^3\text{N/hr de gas de Coque.}$$

La cantidad suministrada a cada quemador en la zona superior será.

$$V_s = \frac{839.02}{3}$$

$$V_s = 279.67 \text{ m}^3\text{N/hr de gas de Coque.}$$

IV. 5. PRESION DE COMBUSTIBLE.

La presión del combustible a suministrar a los quemadores esta en función directa al volumen de gas necesario en el horno y es un cálculo de diseño para el diámetro de la tubería en la línea de gas y el tipo de quemadores instalados en la planta.

La presión de los gases combustibles al llegar a la planta debe de ser mayor de 350 mm de C.A. y el objeto de instalar ventiladores elevadores de presión es debido a obtener una disminución en el diámetro de la tubería ya que para manejar las cantidades de gas necesarias en el horno a la presión de suministro de 350 mm de C.A. se necesitaría tener un diámetro de tubería y quemadores muy grande; en cambio al manejar gases a una presión mayor estos fluyen más rápido y el diámetro disminuye; además de que con presiones de gas altas las flamas en los quemadores son mas estables y faciles de controlar.

Sin embargo el valor máximo de la presión esta limitado en parte por el factor economico pues tuberías de menor diámetro requieren normas más estrictas de seguridad con tipos especiales de válvulas y bridas que aumentan los costos de la instalación y en parte también por factores de proceso ya que con presiones muy altas las flamas son muy largas y pueden llegar a estar en contacto directo con la caliza provocando sobrecalcinaciones.

Para este caso la medida de la presión diferencial de los gases antes y después de una placa de orificio nos sirve para ajustar el volumen de gas necesario a suministrar a los quemadores.

Para esta placa de orificio por cálculo de diseño para estos quemadores tenemos: (10).

$$v = Ct\sqrt{h} \quad (5) \text{ donde:}$$

V = Flujo de combustible a través de la placa.
 $m^3N/hr.$

C_t = Constante de la placa de orificio a una --
temperatura determinando.

$C_t = 40$. (a condiciones normales)

h = Columna de agua. mm C.A.

Así para los datos del ejemplo No. 3 tenemos -
para cada uno de los quemadores superiores.

$V_s = 279.67$ m^3N de gas /hr.

$V_s = 40\sqrt{hs}$

$hs = \left(\frac{279.67^2}{40}\right) = (6.99)^2$

$hs = 48.87$ mm C.A.

Para los quemadores inferiores:

$V_i = 215.12$ m^3N gas /hr.

$V_i = 40\sqrt{hi}$

$hi = \left(\frac{215.12^2}{40}\right) = (5.378)^2$

$hi = 28.92$ mm C.A.

Estos son los valores a los que hay que ajus--
tar la presión diferencial del gas antes de entrar a -
cada quemador; practicamente esto se logra abriendo o -
cerrando las válvulas individuales de gas a los quema--
dores.

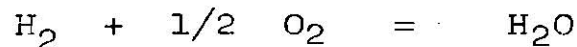
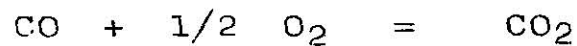
IV. 6. AIRE DE COMBUSTION NECESARIO.

El aire de combustión teorico necesario para la combus--
tión puede calcularse facilmente de acuerdo a la compo--
sición química del gas y las reacciones de combustión -
de sus componentes.

Así para una composición química promedio del gas de --
Coque de:

	% Volumen	Kg Mol/kg mol gas.
CO	- 15.0 %	0.150
CO ₂	- 3.0 %	0.030
H ₂	- 9.5 %	0.095
CH ₄	- 40.5 %	0.405
N ₂	- <u>32.0 %</u>	<u>0.320</u>
	100.0 %	1.000

De acuerdo a las reacciones de combustión:



La cantidad de oxígeno necesaria para quemar 1 kg mol --
de gas es:

$$\text{Kg-mol de O}_2 \text{ para el CO} = 0.150 \text{ Kg mol CO/kg mol gas} \times 0.5 \frac{\text{Kg mol O}_2}{\text{Kg mol CO. mol gas.}} = 0.075 \text{ kg mol O}_2/\text{kg mol gas.}$$

$$\begin{aligned} \text{Kg-mol O}_2 \text{ para el H}_2 &= 0.095 \times 0.5 \\ &= 0.0475 \text{ kg Mol O}_2/\text{kg mol gas.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kg-mol O}_2 \text{ para el CH}_4 &= 0.405 \times 2 - \\ &= 0.810 \text{ kg Mol O}_2/\text{kg mol gas.} \end{aligned}$$

$$\text{Total kg-mol O}_2/\text{kg mol gas} = 0.9325 \text{ kg Mol O}_2/\text{kg mol gas.}$$

El contenido de oxígeno en el aire es de 0.21 kg Mol O₂/kg mol aire; entonces la cantidad de aire necesaria será:

$$\begin{aligned} \text{Aire necesario} &= \frac{0.9325 \text{ kg mol O}_2}{\text{kg mol gas}} \times \frac{\text{kg mol aire}}{0.21 \text{ kg mol O}_2} \\ &= 4.44 \frac{\text{kg mol aire}}{\text{kg mol gas}} \end{aligned}$$

A condiciones normales de temperatura y presión 1 kg mol de aire y 1 kg mol de gas ocupan el mismo volumen; por lo tanto la cantidad teórica necesaria para quemar el gas será:

$$V = 4.44 \frac{\text{m}^3\text{N de aire}}{\text{m}^3\text{N de gas de coque}}$$

Esta es la cantidad teórica necesaria para la combustión del gas pero como las reacciones de combustión no tienen una eficiencia del 100 % normalmente se debe considerar un 20 % de exeso en el aire para que la combustión pueda realizarse totalmente.

En el caso de estos hornos los quemadores inferiores son operados con un 60 % de exeso de aire con respecto al teórico necesario así el volumen de aire necesario a los quemadores inferiores será de:

$$V_i = 4.44 \times 1.6$$

$$V_i = 7.1 \text{ m}^3\text{N de aire} / \text{m}^3\text{N de gas de coque.}$$

A los quemadores superiores que son operados con un déficit de aire de combustión se les suministra únicamente la cantidad teórica necesaria de aire.

$$V_s = 4.4 \text{ m}^3\text{N de aire} / \text{m}^3\text{N de gas de coque.}$$

La cantidad de aire necesaria para la combustión depende principalmente de las características del gas y de las condiciones del medio ambiente y esta limitada en los quemadores inferiores por la formación de llamas demasiado largas en las zonas de combustión y en los quemadores superiores por la temperatura máxima permitida de

1350 °C en las zonas de combustión.

Sin embargo una cantidad de aire baja significa siempre una reducción en la pérdida de calor en los gases de desecho y por consiguiente en el consumo total de calor.

La temperatura a que se suministra el aire de combustión a los quemadores tiene una influencia muy grande en el consumo total de calor en el horno ya que si este tiene una temperatura muy baja se pierde calor en los gases de desecho y se incrementa el consumo de combustible; pero también si se quiere tener una temperatura muy alta es necesario que los gases de desecho salgan del horno y entren al recuperador a una temperatura excesiva lo que también incrementa el consumo de combustible y puede dañar el recuperador; de tal manera que el valor de la temperatura del aire de combustión está limitada por la temperatura máxima admisible en las zonas de combustión y en el recuperador así como por la temperatura de los gases de desecho a la salida del recuperador que no ha de ser muy alta para reducir al mínimo las pérdidas de calor en el horno y reducir los costos por consumo de combustible.

Para este tipo de hornos se ha encontrado en otras plantas que la temperatura que debe de tener el aire de combustión para un mínimo consumo de combustible se encuentra entre 300 y 350 °C.

VI. 7.- BALANCE DE MATERIA EN EL HORNO

El balance de materia en el horno puede ser calculado en base a la cantidad de materiales entrando y saliendo y al análisis químico de los mismos.

Materiales entrando	Materiales saliendo
1.- Caliza	5.- Cal
2.- Gas de coque	6.- Gas de desecho
3.- Aire de enfriamiento	
4.- Aire de combustión.	

Los datos necesarios para el cálculo pueden ser obtenidos en su mayor parte de las lecturas de los instrumentos contadores y registradores instalados en el pánel del cuarto de control.

1.- Caliza.- La cantidad alimentada al horno es calculada a partir del número de cubetas cargadas y el peso de cada una de ellas.

2.- Gas de Coque.- Con la lectura del contador de M^3N para el gas de coque.

3.- Aire de enfriamiento.- La compañía que suministra la planta reporta son necesarios $700 M^3N$ de aire de enfriamiento por cada tonelada de cal producida.

4.- Aire de combustión.- Este dato puede ser calculado de acuerdo a la cantidad de gas suministrada a los quemadores superiores e inferiores ó con la lectura promedio en M^3N/hr alimentada a cada quemador.

5.- Cal.- La cantidad producida por el horno es medida en ton/hra por la báscula 31.02 instalada sobre la banda 31.01 y registrada en el cuarto de control.

6.- Gas de desecho.- El flujo en M^3N/hr es medido y registrado en el ducto antes del ventilador de gas de desecho 21.16

El balance de materia que se presenta está hecho de acuerdo a los datos del ejemplo No. 3

Base de cálculo.- 24 hrs. de operación normal - del horno.

- 1.- Caliza entrando = 260.0 Ton
- 2.- Gas de coque consumido = $35625 M^3N$
- 3.- Aire de enfriamiento = $700 M^3N/Ton Cal \times 150 Ton Cal$
= $105000 M^3N$ aire

4.- Calculo de acuerdo a la cantidad de gas suminis -
trada a los quemadores superiores e inferiores.

$$\begin{array}{r} \text{A quemadores superiores} = 839.02 \text{ M}^3\text{N Gas} \times \frac{4.4 \text{ M}^3\text{N Aire}}{\text{Hr}} \times 24\text{hs} \\ \hline = 88600.5 \text{ M}^3\text{N Aire} \end{array}$$

$$\begin{array}{r} \text{A quemadores Inferiores} = 645.38 \text{ M}^3\text{N Gas} \times \frac{71 \text{ M}^3\text{N Aire}}{\text{Hr}} \times 24\text{Hrs} \\ \hline = 109\ 972.75 \text{ M}^3\text{N Aire} \end{array}$$

$$\text{Total Aire de Combustión} = 198\ 573.25 \text{ M}^3\text{N Aire}$$

5.- Cal. Producción registrada en 24 hrs = 150.0 Ton de Cal

6.- Gases de desecho antes del ventilador = 21.16

Lectura promedio durante 24 hrs = 15790 M³N/hr.

$$\begin{array}{r} \text{Total gases de desecho} = 15790 \text{ M}^3\text{n/hr} \times 24 \text{ hrs} \\ = 378\ 960 \text{ M}^3\text{N} \end{array}$$

De acuerdo al análisis químico de los materiales:

	Caliza	Cal
CaO	54.48%	94.45%
MgO	0.41%	0.72%
SiO ₂	1.04%	1.80%
Al ₂ O ₃	0.29%	0.50%
CO ₂	43.78%	2.53%
	<u>100.00%</u>	<u>100.00%</u>

	Gas de coque	Gas de desecho	Aire
O ₂	-----	8.05%	21.0%
N ₂	32.0%	66.29%	79.0%
CO	15.0%	---	---
CO ₂	3.0%	17.10%	---
H ₂	9.5%	---	---
CH ₄	40.5%	---	---
H ₂ O (vapor)	---	8.50%	---
	<u>100.0%</u>	<u>99.94%</u>	<u>100.0%</u>

BALANCE:

Entrando = Saliendo

$$\text{CaO: } 260.0 \text{ Ton caliza} \times 0.5448 \frac{\text{Ton CaO}}{\text{Ton caliza}} = 150.0 \text{ Ton cal} \times 0.944 \frac{\text{Ton CaO}}{\text{Ton cal}}$$

$$141.648 \text{ Ton CaO} = 141.678 \text{ Ton CaO}$$

$$\text{MgO: } 260.0 \times 0.0041 = 150.0 \times 0.0072 \text{ Ton MgO}$$

$$1.066 = 1.080 \text{ Ton MgO}$$

$$\text{SiO}_2: 260.0 \times 0.0104 = 150.0 \times 0.018 \text{ Ton SiO}_2$$

$$2.704 = 2.700 \text{ Ton SiO}_2$$

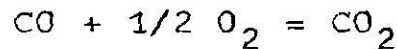
$$\text{Al}_2\text{O}_3: 260.0 \times 0.0029 = 150.0 \times 0.0050 \text{ Ton Al}_2\text{O}_3$$

$$0.754 = 0.750 \text{ Ton Al}_2\text{O}_3$$

$$\text{CO: Entrando} = 35625 \text{ m}^3 \text{N gas} \times 0.15 \frac{\text{m}^3 \text{N CO}}{\text{M}^3 \text{N Gas}} \times \frac{1 \text{kg Mol CO}}{22.4 \text{ M}^3 \text{N CO}}$$

$$= 238.56 \text{ Kg Mol CO}$$

Saliendo = Todo el CO sale como CO₂ de acuerdo a la reacción:

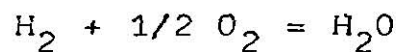


$$238.36 \text{ Kg Mol CO} + 119.28 \text{ Kg Mol O}_2 = 238.56 \text{ Kg Mol CO}_2$$

$$\text{H}_2: \text{Entrando} = 35625 \times 0.095 \times \frac{1}{22.4} \text{ Kg Mol H}_2$$

$$= 151.08 \text{ Kg Mol H}_2$$

Saliendo = El H₂ se transforma el vapor de agua por la reacción.



$$151.08 \text{ Kg Mol} + 75.54 \text{ Kg Mol} = 151.08 \text{ Kg Mol H}_2\text{O}$$

$$\text{CH}_4: \text{Entrando} = 35625 \times 0.405 \times \frac{1 \text{ Kg mol CH}_4}{22.4}$$

$$= 644.11 \text{ Kg Mol CH}_4$$

Saliendo= El CH₄ reacciona con el oxígeno transformandose en CO₂ y vapor de agua.



$$644.11 \text{ kg mol} + 1288.22 \text{ Kg mol} = 644.11 \text{ Kg mol CO}_2 + 1288.22 \text{ Kg mol H}_2\text{O}$$

N₂: Entrando = N₂ en gas de coque + N₂ en aire de enfriamiento + N₂ en aire de combustión.

$$= 35625 \times 0.32 \frac{1}{22.4} + 105000 \times \frac{0.79}{22.4} + 198537.25 \times \frac{0.79}{22.4} \text{ Kg mol N}_2$$

$$= 508.92 + 3703.12 + 7003.25 \text{ Kg mol N}_2$$

$$= 11215.42 \text{ Kg Mol N}_2$$

Saliendo = N₂ en gases de desecho

$$= 378 \text{ 960 M}^3 \text{ N gas} \times \frac{0.6629 \text{ M}^3 \text{ N}}{\text{M}^3 \text{ N gas}} \times \frac{1 \text{ kg mol N}_2}{22.4 \text{ M}^3 \text{ N}_2}$$

$$= 11214.84 \text{ Kg mol N}_2$$

Entrando = Saliendo

$$11215.42 \text{ Kg mol N}_2 = 11214.84 \text{ Kg Mol N}_2$$

CO₂: Entrando = CO₂ en gas de coque + CO₂ en caliza

$$= 35625 \times 0.03 + 260 \text{ 000 Kg Caliza} \times 0.4378 \frac{\text{Kg CO}_2}{\text{Kg caliza}} \times \frac{1 \text{ Kg mol CO}_2}{56 \text{ Kg CO}_2}$$

$$= 47.71 + 2032.64$$

$$= 2080.35 \text{ kg mol CO}_2$$

$$\begin{aligned}
\text{CO}_2: \text{ Formado en las reacciones} &= \text{CO}_2 \text{ a partir del CO} + \text{CO}_2 \\
&\quad \text{a partir del CH}_4 \\
&= 238.56 + 644.11 \text{ Kg Mol CO}_2 \\
&= 882.67 \text{ Kg Mol CO}_2
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{CO}_2 \text{ Entrando} + \text{CO}_2 \text{ formado} &= \text{saliendo en la cal} + \text{CO}_2 \text{ en gas desecho} \\
2080.35 \text{ Kg Mol CO}_2 + 882.67 \text{ Kg Mol CO}_2 &= 150000 \times \frac{0.0253}{56} + 378960 \times \frac{0.171}{22.4}
\end{aligned}$$

$$2963.02 = 67.76 + 2892.95 \text{ Kg Mol CO}_2$$

$$2963.02 = 2960.71 \text{ Kg Mol CO}_2$$

$$\begin{aligned}
\text{O}_2: \text{ Entrando} &= \text{O}_2 \text{ en aire de combustión} + \text{O}_2 \text{ en aire de enfriamiento.} \\
&= (198\,573.25 + 105\,000) \text{ M}^3 \text{N Aire} \times \frac{0.21 \text{ M}^3 \text{N O}_2}{\text{M}^3 \text{N aire}} \times \\
&\quad \frac{1 \text{ Kg Mol O}_2}{22.4 \text{ M}^3 \text{N O}_2}
\end{aligned}$$

$$\text{Entrando} = 2845.99 \text{ Kg Mol de O}_2$$

$$\begin{aligned}
\text{O}_2 \text{ consumido} &= \text{reacción con CO} + \text{reacción con H}_2 + \text{reacción CH}_4 \\
&= 119.28 + 75.54 + 1288.22 \text{ Kg Mol O}_2 \\
&= 1483.04 \text{ Kg Mol O}_2
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{O}_2 \text{ entrando} &= \text{O}_2 \text{ saliendo en gas desecho} + \text{O}_2 \text{ consumido} \\
2845.99 &= 378960 \times \frac{0.0805}{22.4} + 1483.04 \text{ Kg mol O}_2
\end{aligned}$$

$$2845.99 = 1361.88 + 1483.04 \text{ Kg Mol O}_2$$

$$2845.99 = 2844.92 \text{ Kg mol O}_2$$

C A P I T U L O V .

COSTOS DE OPERACION.

V.- COSTOS DE OPERACION.

El objetivo de este capítulo no es el de calcular exactamente los costos de operación en la producción de cal ya que en éste momento no se cuenta con los elementos suficientes para realizarlos además de que el departamento de contabilidad industrial será quien recopile y calcule no sólo los costos de operación sino de producción -- para la cal.

Se busca más bien, mostrar al personal cuales son los principales costos de operación que intervienen en el proceso de la obtención de cal a fin de que pueda evaluar la influencia que tienen cada uno de ellos en los costos finales y busque siempre en lo posible reducirlos al mínimo.

Todos los cálculos son estimados y son en su mayor parte efectuados a partir de valores reportados por la compañía que suministra la planta ó datos promedio de otras plantas con el mismo tipo de hornos.

La disponibilidad para la producción de la planta se considera de 90% o sean 328.5 días de operación por año y una producción de 8100 Ton de cal mensuales.

V.I. SALARIOS.-

Se considera en este costo únicamente los salarios del personal obrero que interviene directamente en la operación de la planta el cual está compuesto por:

$$1 \text{ Operador de horno} \times \frac{105 \text{ turnos}}{\text{mes}} \times \frac{\$221.15}{\text{turno}} \times \frac{1 \text{ Mes}}{8100 \text{ Ton}} =$$

$$= \$2.86 \text{ por ton cal}$$

$$2 \text{ Auxiliares de horno} \times \frac{105 \text{ Turnos}}{\text{mes}} \times \frac{\$171.21}{\text{turno}} \times \frac{1 \text{ Mes}}{8100 \text{ Ton}}$$

$$= \$4.44 \text{ por Ton Cal.}$$

$$1 \text{ Auxiliar manejo caliza} \times \frac{105 \text{ Turnos}}{\text{mes}} \times \frac{\$171.21}{\text{Turno}} \times \frac{1 \text{ mes}}{8100 \text{ Ton}}$$

$$= \$2.22 \text{ por Ton Cal}$$

$$\text{Costo de salarios} = \$9.52 \text{ por Ton cal}$$

VII. II . COMBUSTIBLE.

El combustible necesario para producir 1 Ton de cal en base a un consumo de 1000 k cal / Kg cal es de:

a).- 250 M³N de gas de coque con un valor calorífico de 4000 K cal/M³N por tonelada de cal.

b).- 400 M³N de gas mezclado con valor calorífico de 2500 K cal/ M³N y una proporción de 54.20 % en volumen de gas de coque y 45.8% de gas de alto horno por tonelada de cal.

Este costo de combustible es un valor estimado y considerado únicamente el costo de distribución de gases ya que estos son un subproducto de otras plantas que en caso de no ser utilizados serían desechados.

Se considera un valor de \$0.10 por cada M³N de gas de coque y gas de alto horno de tal manera que el costo del combustible se incrementa cuando se usa la mezcla de gases pero esto es debido al consumo limitado que existe para el gas de coque.

El costo en el caso de usar gas de coque solamente en:

$$$/ \text{Ton cal} = 250 \text{ M}^3\text{N} \times 0.10 \text{ pesos /M}^3\text{N}$$

$$$/ \text{Ton cal} = 25.00 \text{ pesos /ton cal}$$

En el caso de usar la mezcla de gases.

$$$/\text{ton cal} = 400 \text{ M}^3\text{N gas mezclado} \times 0.10 \text{ pesos /M}^3\text{N gas mezclado.}$$

$$$/\text{ton cal} = 40.00 \text{ pesos /ton cal.}$$

VII.III ENERGIA ELECTRICA.

El consumo de energía eléctrica en esta planta es baja ya que no cuenta con motores de alta tensión que consuman gran cantidad de corriente siendo la potencia total instalada de 1.5 M Watts.

El consumo de Kw-hr /ton cal puede ser calculado a partir de la potencia de cada uno de los motores instalados multiplicada por el tiempo promedio de operación durante las 24 hrs del día y dividido entre la producción de cal. Para facilitar este cálculo los motores fueron agrupados en sistemas según la parte de la planta considerada sumando la potencia de cada uno de ellos.

1.- Manejo y alimentación de caliza a los hornos.

$$\text{Consumo KW-hr /ton cal} = \text{Potencia kw} \times \text{hrs. operación/ton cal producida.}$$

$$= 63.82 \text{ Kw} \times 3.9 \text{ hrs/300 ton cal} \\ = 0.8296 \text{ Kw hr /ton cal}$$

2.- Calcinación de la caliza en los hornos de cal.

$$\text{Kw-hr/ton cal} = 260.85 \text{ Kw} \times 24 \text{ hr} / 300 \text{ ton cal}$$

$$= 20.86 \text{ kw-hr /ton cal}$$

3.- Manejo de la cal y sistema de desempolvado.

$$\text{Kw-hr/ton cal} = 69,55 \text{ Kw} \times 24 \text{ hr} / 300 \text{ ton cal}$$

$$= 5.564 \text{ Kw hr/ton cal}$$

$$\text{Kw-hr total / ton cal} = 0.8296 + 20.86 + 5.564$$
$$\text{kw-hr/ton cal}$$

$$= 27.25 \text{ Kw-hr /ton cal}$$

El costo del Kw-hr de la Comisión Federal de Electricidad en SICARTSA en de \$0.55

$$\text{Costo de energía eléctrica/ton cal} = 27.25 \text{ kw-hr/-}$$
$$\text{ton cal} \times \$0.55$$

$$= \$14.98 \text{ por ton cal}$$

Para plantas de este tipo se reporta un consumo de energía eléctrica promedio de 26.0 kw-hr/ton cal - (11)

V.IV. OTROS

Los más importantes considerados en esta planta son:

- A).- Materia Prima.
- B).- Sueldo de Empleados.
- C).- Costo de mantenimiento .
- D).- Gastos administrativos.

A).- Materias Primas.- Se considera el costo de la piedra caliza puesta en la planta de cal previa extracción, transporte desde la cantera a la Siderúrgica, trituración, homogenización con un valor de \$242.20 por tonelada de cal.

Costo de cada Ton. de caliza:

Extracción de la cantera.	= \$40.00	Ton caliza
Transporte a la Siderúrgica.	= \$60.00	Ton caliza
Trituración y homogenización.	= \$40.00	Ton caliza
Total	= \$140.00	Ton Caliza

$$\text{Costo caliza/Ton cal} = 140.00 \times 1.73 \frac{\text{Ton caliza}}{\text{on cal}}$$

$$= 242.20 \text{ ton cal}$$

B).- Sueldo de Empleados.

Se considera el sueldo de empleados que intervienen en la supervisión y control del proceso incluyendo:

Personal	Disponibilidad	Sueldo/mes	total
4 Jefes de turno	30%	\$15,000.00	\$18,000.00
3.5 Supervisores de turno	60%	\$12,000.00	\$25,200.00
3.5 Controladores de proceso	100%	\$10,000.00	\$35,000.00
		Total	<u>\$78,200.00</u>

$$\text{Costo por Ton cal} = \$78,200.00/\text{mes} \times \frac{1 \text{ mes}}{8100 \text{ Ton cal}}$$

$$= \$9.65 \text{ por ton cal.}$$

C).- Costo de mantenimiento

Se incluye únicamente el sueldo del personal que interviene directamente en el mantenimiento de la planta sin considerar el costo de las refacciones. El personal de mantenimiento es:

Personal	Disponibilidad	Sueldo/mes	Total
3.5 Supervisores mecánicos.	30%	\$12,500.00	\$13,125.00
3.5 Supervisores eléctricos.	30%	\$12,500.00	\$13,125.00
3.5 Instrumentistas.	40%	\$ 9,000.00	\$12,600.00
3.5 Oficiales mecánicos.	50%	\$ 6,053.60	\$10,573.75
3.5 Auxiliares mecánicos.	50%	\$ 5,778.30	\$10,112.00
3.5 Oficial electricista.	50%	\$ 6,053.60	\$10,573.75
3.5 Auxiliar electricista.	50%	\$ 5,778.30	\$10,112.00
		Total	<u>\$80,221.50/mes</u>

Costo de mantenimiento/ton cal = \$80,221.50/mes x

$\frac{1 \text{ mes}}{8100 \text{ ton cal}}$

=\$9.90 Ton cal

D).- Costos administrativos.

Se considera el sueldo del personal que interviene en la administración de la planta así como gastos generales por concepto de papelería, registro de datos, servicio de radio, teléfono, etc. El personal administrativo - que interviene es:

Personal	Disponibilidad	Sueldo/mes	Total
1-Spte. de area	30%	\$30,000.00	\$ 9,000.00
1-Jefe de planta	60%	\$20,000.00	\$12,000.00
1-Supte. de Manto	30%	\$25,000.00	\$ 7,500.00
1-Ing. de planeación	30%	\$15,000.00	\$ 5,000.00
1-Jefe de sección mecánica	30%	\$15,000.00	\$ 5,000.00
1-Jefe de sección eléctrica	30%	\$15,000.00	\$ 5,000.00
1-Jefe de sección instrumentación	30%	\$15,000.00	\$5,000 .00
2-Secretarias	100%	\$ 4,500.00	\$ 9,000.00
Gastos generales		\$ 5,000.00	\$ 5,000.00
		Total	<u>\$ 62,500.00</u> /mes

Costos administrativos/ton cal=\$62,500.00/mes x $\frac{1 \text{ mes.}}{8100 \text{ ton cal}}$

= \$7.72 por ton cal

El costo total de los gastos de operación a partir de los datos anteriores es de:

Salarios	\$9.52	por ton cal
Combustible	40.00	por ton cal
Energía eléctrica	14.98	por ton cal
Materia prima	242.20	por ton cal
Sueldos empleados	9.65	por ton cal
Costo de mantenimiento	9.90	por ton cal
Gastos administrativos	<u>7.72</u>	por ton cal
Total	\$333.97	por ton cal

C A P I T U L O V I .

CONCLUSIONES.

VI. CONCLUSIONES.

En el desarrollo de este trabajo se ha tratado de describir de una manera sencilla el proceso de calcinación para la obtención de cal grado Siderúrgico-incluyendo la descripción y funcionamiento de los equipos principales que integran la planta así como la bases teóricas en que se fundamenta el proceso.

Se espera que este trabajo sirva como base para el entrenamiento del personal de operación de la Planta desde el nivel de supervisión hasta el de operadores y auxiliares; es por eso que se ha tratado de que los temas expuestos anteriormente sean claros y sencillos para su fácil comprensión sabiendo de antemano que dependiendo del nivel de conocimientos de cada una de las personas será el grado de aprovechamiento, sin embargo esto mismo hará que cada uno de ellos capte para sí mismo lo necesario para el desarrollo de su trabajo y sabiendo que la Planta solo podrá producir con un alto grado de eficiencia cuando todo el personal involucrado en la operación entiende perfectamente los factores y variables de esta.

Se considera haber incluido los conocimientos más importantes que debe de tener el personal para la operación de la Planta reconociendo sin embargo que esto solo servirá como una base ya que el entrenamiento de este deberá de ser completado con un periodo de práctica durante el desarrollo de las pruebas en vacío del equipo y el arranque de la Planta pero para lograr un mejor aprovechamiento de esta práctica es necesario se tengan los conocimientos teóricos adecuados que aunados a las prácticas de operación den como resultado la formación de personal con un alto grado de capacitación.

En la parte que trata de los parámetros de operación hay que hacer notar que los valores de las variables de proceso pueden cambiar sobre la marcha de acuerdo a condiciones de operación particulares y de las características de los materiales y-

sus valores reales serán encontrados durante el arranque y normalización de la operación de la Planta.

Hay que hacer notar también que muchos de los factores que influyen sobre el valor de las variables de proceso se basan en los cálculos de diseño de la Planta y una vez establecidos no es necesario volver a recalcularlos pues una vez construida la planta no influyen para nada en la operación de esta.

Por lo que toca a las características principales de esta Planta es necesario mencionar que ha sido diseñada y construida para tener un alto grado de automatización en su operación contando con equipos eficientes de operación sencilla y tecnología evanzada.

Su sistema de medición y control centralizado hace que la operación pueda ser controlada por una sola persona desde un punto de mando central.

El trabajo del personal es llevado a cabo con un máximo de seguridad y la planta tiene un índice muy bajo de contaminación ambiental.

El desarrollo del proceso tiene como gran ventaja el de utilizar como combustible gases que son subproductos de otras plantas de la Siderúrgica lo que hace que se reduzcan notablemente los costos de producción.

El concepto de tener una Planta de Cal integrada a la Siderúrgica ofrece grandes ventajas sobre el control de calidad y suministro de una materia muy importante en el proceso de la fabricación del acero como lo es la cal.

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

- 1.- J. JOHNSTON, J. American Chemistry Soc. 32 (1910), P.938.
- 2.- J. MITCHELL, J. American Chemistry Soc. 123 (1923), P.1055.
- 3.- V. J. AZBE, Rock Production. (Sept. 1944), P. 68.
- 4.- H. K. LINSELL, " Lime: The loss in weight of limestone as a function of lime an temperature of burning" Proc. Am. Inst. Of Chemistry (1976).
- 5.- L.A. MURRAY, et al, j. Am. Ceram. soc. 37,7 (1954), P. 323.
- 6.- Chemistry and Technology of Lime and Limestone by - ROBERT S. BOYNTON, Interscience Pmblishers, 1967.
- 7.- F.C. MATHERS, i. & e. Chem. 20, (1928), P. 415.
- 8.- H. C. FISCHER, J. Am Ceram. soc 38, 7 (1955), p.- 245.
- 9.- CONTRATO M - 20, RHEINSTAHL A.G.-SICARTSA; MARZO- - 1974.
- 10.- Operating Manual For Double Inclined Kilin. RHEINSTAHL A,G. Dic. 1975.
- 11.- FRORIAN SCHWARZKOPF. Lime Burning Technology. A --- Manual for Lime Plant Operators. Kenedy Van Saun -- Corporation. Enero 1975.

