UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

SELECCION DEL SISTEMA DE COMBUSTIBLE PARA UN HORNO TUNEL

TESIS PROFESIONAL

Que Para Obtener el Título de:

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A N:

SERGIO ALBERTO ARROYO ACEVEDO

ANA LUISA PRIETO RUIZ

México, D. F. 1978

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

UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

TESIS 1978
CLAS. M. 48
DE
ECHA
ROM.
E
45

FACULTAD DE QUIMICA - D.E.P. - U.N.A.M.

PRESIDENTE	: Prof. EDUARDO ROJO Y DE REGIL
VOCAL	: Prof. GUILLERMO CARSOLIO PACHECO
SECRETARIO	: Prof. ARMANDO VALDEZ TAMEZ
1er. SUPLENTE	: Prof. CUTBERTO RAMIREZ CASTILLO
2do. SUPLENTE	: Prof. ENRIQUE BRAVO MEDINA

Sitio donde se desarrolló el tema: México, D.F, y Nochistlán , Oax.

Sustentantes:

SERGIO ALBERTO ARROYO ACEVEDO _____

ANA LUISA PRIETO RUIZ _____

Asesor del tema:

Prof. ARMANDO VALDEZ TAMEZ _____

Al Dr. Raúl Valenzuela M. y al Profesor Armando Valdéz Taméz, en agradecimiento a la valiosa cooperación prestada en el desarrollo de este trabajo.

A quienes depositaron
en nosotros todos sus
anhelos, confianza y
esperanzas.
Nuestros Padres.

A nuestra hija.

A nuestros hermanos
y amigos.

I N D I C E

		Pag.
Capítulo I	INTRODUCCIÓN.....	1
Capítulo II	DESCRIPCION DEL PROCESO.....	5
Capítulo III	ESTUDIO DE EVALUCION DE ARCI_ LLAS.....	20
Capítulo IV	CALCULOS DEL HORNO CUANDO ES OPERADO CON GAS L.P.	27
Capítulo V	CALCULOS DEL HORNO CUANDO ES OPERADO CON PETROLEO DIAFANO	57
Capítulo VI	DETERMINACION DE LAS CANTIDA_ DES DE COMBUSTIBLE REQUERIDAS TANTO PARA GAS L.P. COMO PARA PETROLEO DIAFANO.....	71
Capítulo VII	CALCULOS DEL SECADOR	74
Capítulo VIII	MODIFICACIONES QUE IMPLICA EL CAMBIO DE COMBUSTIBLE.....	84

Pag.

Capítulo IX
ANALISIS DE COSTOS 86

Capítulo X
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIO_
NES..... 105

BIBLIOGRAFIA 110

I INTRODUCCION

Un horno túnel , tiene como finalidad la cocción de productos cerámicos, dentro de los que se pueden mencionar: materiales de construcción, refractarios, productos artesanales y - porcelanas.

El presente trabajo tiene como objetivo, el análisis tecnico - económico de un anteproyecto, el cual se basa en el cambio de combustible de gas L.P. a petróleo diáfano, para el horno túnel de la planta "Alta Mixteca, S.A." ubicada en Nochistlán, Oaxaca; la cual produce loseta tipo talavera.

El horno túnel es escencialmente, un horno a contracorriente, es decir, las piezas que van a quemarse van en una dirección y los gases de combustión, provenientes de la zona de mayor temperatura y algunos gases de la zona de enfriamiento, son conducidos por el tiro de la chimenea en dirección opuesta al movimiento de las piezas.

La base de todas las pastas cerámicas, y en este caso de las losetas tipo talavera son las arcillas; las cuales son silicatos de alúmina hidratados más o menos mezclados con impurezas

que les confieren propiedades particulares (calcita, feldespato, mica, cuarzo, etc) y que provienen de la descomposición - por efecto del agua, el calor y el gas carbónico- de granitos y - otros minerales silicoaluminosos. Teniendo éstas la propiedad de que en unión con el agua producen una pasta plástica, y una vez que se ha modelado y cocido se endurece; sirviendo así - para la fabricación de diferentes productos cerámicos.

La cocción (monococción y bicocción) de estos materiales en dicho horno, se puede efectuar mediante el calor suministrado por la combustión de hidrocarburos; dentro de los cuales los más - usados en la República Mexicana son el gas L. P. y el petróleo diáfano.

Los problemas actuales que afronta la planta "Alta Mixteca, S. A." operando con gas L. P. son los siguientes:

1) Suministro.

El suministro de gas L. P. no es regular, originando con ello paros frecuentes en la planta, lo cual repercute directamente en la economía de la misma.

2) Costo.

El costo del gas L. P. está en desventaja frente a otros hidrocarburos, siendo en el caso específico del petróleo diáfano de $ 2.40 contra $ 0'55; lo cual origina una elevación en los costos de producción.

Ambos problemas son factibles de solucionar modificando el sistema de combustión de gas L. P. a petróleo diáfano.

Dentro de los beneficios que podrían obtenerse, si dicho estudio resulta favorable se encuentran:

1) Eliminación del problema de suministro.
2) Reducción de los costos de producción
3) Las capacidades caloríficas del gas L. P. y del petróleo - diáfano, son muy similares (11,365 Kcal/Kg y 11,100 $\frac{Kcal}{Kg}$ respectivamente) por lo cual, los requerimientos de calor se cubrirían prácticamente con las mismas cantidades de combustible.

Cabe hacer notar, la posibilidad de aumento en el precio del petróleo diáfano; no siendo ésto obstáculo para la realización de este estudio; dado que las modificaciones al -

sistema de combustión se estiman sean recuperables en corto plazo.

II. DESCRIPCION DEL PROCESO

El proceso para la fabricación de azulejo tipo talavera, utilizado en la planta "ALTA MIXTECA, S. A." que se localiza en Nochistlán, Oaxaca y diseñada para una producción de 12000 losetas de 11 x 11 x 0.8 cm por día, es el siguiente:

Los azulejos se hacen a partir de la mezcla de tres tipos de arcillas que son: amarilla, negra y roja. Los yacimientos de las dos primeras se encuentran localizados en los terrenos y vecindad de la planta, y el de arcilla roja con alto contenido de arena localizado en el río Tillo.

La relación que guardan entre ellas en la mezcla es del 35, 35 y 30% respectivamente; esta relación se hizo en base a los resultados obtenidos de un estudio de evaluación de arcillas (realizados en el "Centro de Investigación de Materiales" CIM-UNAM) y tomando en cuenta la localización de los yacimientos.

La recepción de las arcillas se hace en un patio a la intemperie, en el cual permanecen durante doce horas con el objeto de que se sequen, ya que se reciben húmedas. De aquí son pasadas al almacén para empezar a procesarse.

Los procesos que se llevan a cabo en la producción de azulejos son los siguientes:

1. Molienda
2. Mezclado y preparación de la pasta
3. Moldeado
4. Secado
5. Esmaltado y decorado
6. Quemado

A continuación se describen cada uno de estos procesos.

1. Molienda.

   Todas las arcillas se someten a una molienda en seco - en un molino de bolas durante 2 horas aproximadamente, para después ser tamizadas a 35 mallas.

2. Mezclado y preparación de la pasta.

   Las materias primas ya molidas son depositadas en unas rampas de donde se van tomando las cantidades requeridas para ser pesadas y premezcladas en las proporciones antes indicadas. Este premezclado de las arcillas - se lleva a cabo en seco y se efectúa manualmente por - medio de palas.

Posteriormente, esta preparación pasa a un proceso de mezclado y amasado con agua en la malaxadora. La relación de agua necesaria para llevar estas arcillas a su estado ideal de moldeo es de:

$$0.305 \frac{\text{l. de agua}}{\text{Kg. de mezcla seca}}$$

La malaxadora consta de dos ejes longitudinales, provistos cada uno de ellos de 26 paletas distribuídas alternadamente a todo su largo, con el objeto de provocar una fuerza cortante y con ello lograr una íntima mezcla del material, obteniéndose así una pasta homogénea.

Una vez terminada la mezcla de tierra y agua, el material es tamizado manualmente, obteniéndose de esta forma una pasta consistente y fácilmente moldeable.

Efectuadas las operaciones mencionadas anteriormente, la pasta se encuentra lista para el proceso de moldeo.

El material mezclado que no pasa por el tamiz y que viene siendo entre un 20 y 25%, es procesado nuevamente, es decir, se seca, pasa a molinos y de ahí a la malaxadora para su nueva humidificación.

3. Moldeado.

El material listo para ser moldeado, pasa a las mesas de prensado las cuales operan manualmente y por unidad. Los azulejos obtenidos de esta forma, son acomodados - en el carro de transporte con capacidad para 220 azulejos, para de ahí ser llevados a la sala de presecado.

4. Secado.

El secado se lleva a cabo mediante un secador tipo túnel pero antes, es necesario someterlo a un presecado natural.

La capacidad de almacenamiento de la sala de presecado natural es de 80,000 piezas, aquí son acomodados en anaqueles en forma individual por lo menos durante el primer día, pudiendo posteriormente ser apilados en cinco unidades, como deberán permanecer hasta ajustar los - seis días de presecado requeridos.

De la sala de presecado y conforme se van requiriendo las losetas, éstas son acomodadas en los setters que - van sobre los carros que entran al secador.

El secador tipo túnel de la planta opera a contracorrien

te aprovechando aproximadamente la tercera parte de los gases de salida del horno; la temperatura a la cual entran dichos gases al secador es de 150-200°C.

Las dimensiones del secador son: 35 m de largo, por 0.89 de ancho y 1.44 m de altura, el material de construcción es ladrillo refractario y el espesor de sus paredes es 11.43 cm.

El tiempo requerido por un carro para recorrerlo longitudinalmente es de 24 horas, o sea que el carro se desplaza a una velocidad de 1.458 m/h

Los carros que se introducen al secador, están construídos de solera de acero, las cuales sirven como base para varias capas de ladrillo refractario acomodado de una forma determinada.

La capacidad de cada carro es de 500 a 800 losetas, y la introducción de los carros al secador es por medio de un motor de 1 1/2 H P

5. Esmaltado y Decorado.

La selección de los esmaltes utilizados en la planta y las formulaciones para elaboración, se realizó bajo las siguientes premisas:

a) Que todos los esmaltes maduraran a la misma temperatura.

b) Que las materias primas utilizadas como constituyentes de las formulaciones fueran de fabricación nacional y de fácil obtención en el mercado.

c) Que no presentaran requerimientos especiales en su preparación o aplicación.

d) Que todas las formulaciones pudieran ser aplicadas sobre base de esmalte blanco.

e) Que tanto el esmalte blanco como los colores restantes se acoplaran a la formulación de la arcilla utilizada en la planta.

Son 19 las formulaciones de esmaltes (efectuadas en el CIM-UNAM) de diferentes colores que satisfacen todos los requerimientos mencionados anteriormente. Dichas formulaciones son las siguientes:

Color	Componentes	Porcentaje
	Carbonato de cobre	7.5%
Verde Botella	Supercil	7.0%
	Frita 139-200	85.5%
	Bentonita	2.0% más

Color	Componentes	Porcentajes
	10568-G	7.5%
Café	Supercil	7.0%
	Frita 139-200	85.5%
	Bentonita	2.0% más
Verde Obscuro	3624-G	2.5%
	Supercil	7.0%
	Frita 139-200	90.5%
	Bentonita	2.0% más
	440-G	12.5%
Amarillo Canario	Frita 139-200	87.5%
	Bentonita	2.0% más
	3794-G	5.0%
Negro	Supercil	7.0%
	Frita 139-200	88.0%
	Bentonita	2.0% más
	202-G	5.0%
Azul Plúmbago	Supercil	7.0%
	Frita 139-200	88.0%
	Bentonita	2.0% más
	1875-G	7.5%
Guinda	Supercil	7.0%

Color	Componentes	Porcentajes
	Frita 139-200	85.5%
	Bentonita	2.0% más
	8106-G	10%
Café Claro	Frita 139-200	90%
	Bentonita	2% más
	656-G	10%
Verde Bandera	Frita 139-200	90%
	Bentonita	2% más
	8820-G	10%
Rosa	Frita 139-200	90%
	Bentonita	2% más
	3105-G	2.5%
Café Obscuro	Supercil	7.0%
	Frita 139-200	90.5%
	Bentonita	2.0% más
	3655-G	5%
Verde Turquesa	Supercil	7%
Claro	Frita 139-200	88%
	Bentonita	2% más
	3655-G	10%
Verde Turquesa	Supercil	7%

Color	Componentes	Porcentajes
Obscuro	Frita 139-200	83%
	Bentonita	2%
	1761-1	97.5%
Rojo Sangre	Caolín	2.5%
	1761-2	97.5%
Rojo	Caolín	2.5%
	1761-3	97.5%
Naranja	Caolín	2.5%
	2420-G	5%
Amarillo mostaza	Supercil	7%
	Frita 139-200	88%
	Bentonita	2% más
	3794-G	5%
Gris Obscuro	Supercil	7%
	Oxido de estaño	5%
	Frita 139-200	83%
	113-7	100%
Blanco Base	Bentonita	2% más

Como puede verse en la mayoría de las formulaciones antes mencionadas se incluye, la adición de frita 139-200, bentonita, goma

C. M. C. y Supercil.

La función que desempeña cada una de ellas en los esmaltes es específica, así por ejemplo la adición de bentonita tiene por objeto evitar el asentamiento de los colores en las suspensiones. El supercil equilibra las fuerzas intermoleculares del esmalte, y la frita 139-200 es un esmalte brillante que se adiciona con el fin de obtener una composición uniforme en toda la suspensión, ya que reduce la solubilidad de los ingredientes en este medio (agua).

La temperatura de maduración de todos los esmaltes es de 1050° C, por lo que es necesario el control de temperatura en la zona de cocción.

6. Quemado.

Una vez decorado y esmaltado el material, inmediatamente después pasa al horno, el cual al igual que el secador es de tipo túnel.

El material que sale del secador recibe el nombre de "Sancocho" y una vez que se le ha quemado se le llama "Bizcocho".

Las dimensiones del horno, así como el tiempo requerido por un carro para recorrerlo, son iguales a los del secador, y éste se encuentra dividido en tres zonas que son:

a) Zona de precalentamiento

b) Zona de cocción

c) Zona de enfriamiento

Para la combustión de gas L.P., el horno cuenta con una serie de quemadores localizados en la zona de cocción. La mezcla aire-combustible en este caso, se lleva a cabo a la salida del quemador, es decir no es necesaria la inyección de aire a los quemadores, ya que basta el existente en la atmósfera del horno para su combustión.

El horno cuenta con un turboventilador localizado a la salida del mísmo, el cual opera a contracorriente; el objeto de éste es expulsar los gases de combustión por un ducto que se encuentra a la entrada del horno. De este ducto es tomada aproximadamente la tercera parte de dichos gases para ser llevados al secador, al cual entran con una temperatura alrededor de los 150 a 200°C, y salen a 60°C después de su trayectoria.

El control de temperatura en la zona de cocción juega un papel

muy importante en el buen acabado de la loseta, de no ser así presenta agrietamientos en su superficie o cambios de tonalidad. La temperatura de control requerida en este proceso es de - - 1050° C, temperatura que es controlada por una serie de termo-pares localizados a todo lo largo del horno así como por medio del cono Orthon (Conos pirométricos estandard para la medición de temperaturas) # 8.

A continuación se presentan los procesos unitarios en el siguiente diagrama de bloques.

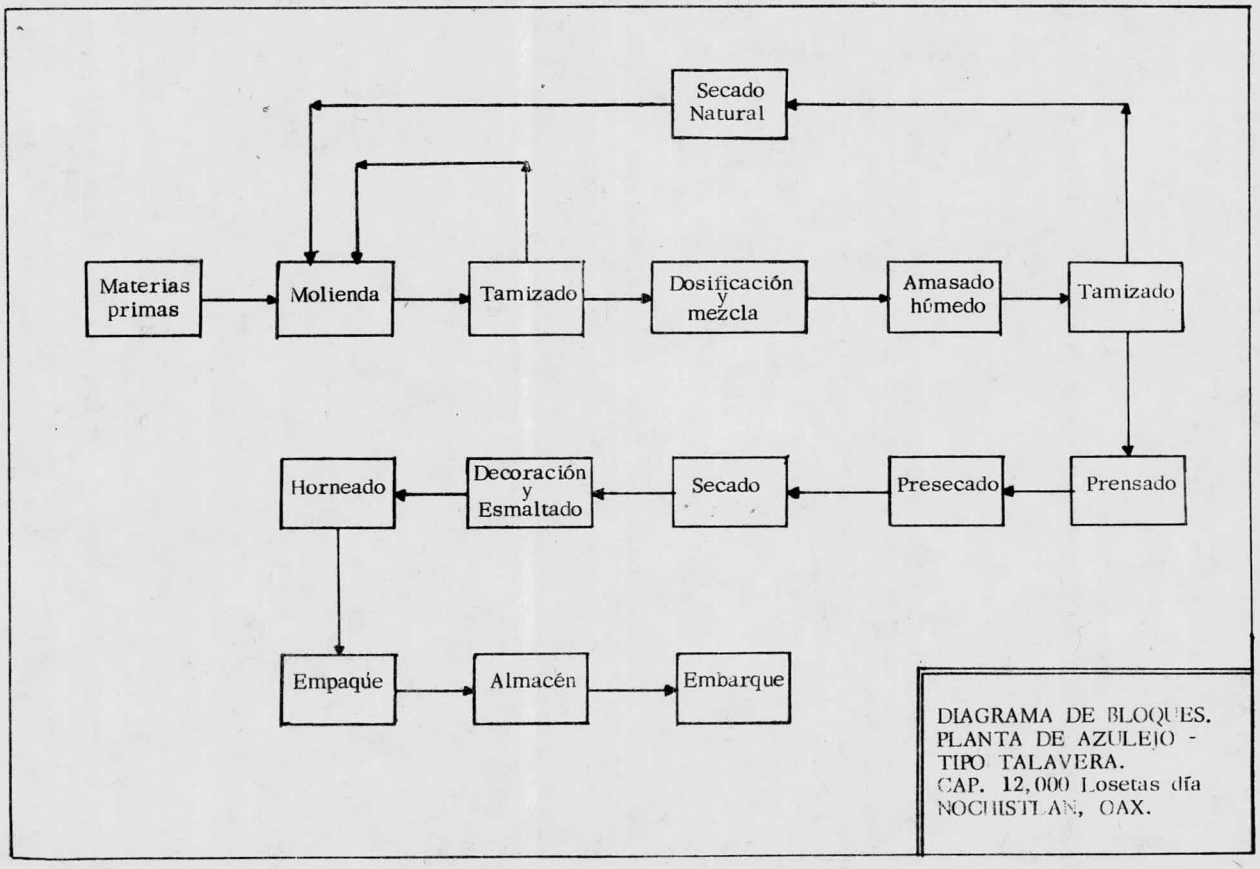

DIAGRAMA DE BLOQUES.
PLANTA DE AZULEJO - TIPO TALAVERA.
CAP. 12,000 Losetas día
NOCHISTLAN, OAX.

Preparación de los esmaltes.

Siguiendo las formulaciones indicadas anteriormente para cada - color, se mezclan todos los ingredientes en agua hasta obtener - una suspensión homogénea, en todos los casos la cantidad de agua adicionada es variable, pero en todos ellos deberá obtenerse una densidad de la suspensión de 1.6 g/cm^3.

En todos los casos a la suspensión del esmalte deberá agregársele goma C.M.C., con objeto de mantener la homogeneidad de la misma evitando el asentamiento del esmalte.

La goma CMC se prepara agregando 25 g en polvo de la goma, a un litro de agua a la temperatura de ebullición, y se deberá - agitar hasta disolver totalmente la goma. La cantidad de goma agregada a los esmaltes no deberá exceder de 6 cm^3 de solución por cada litro de suspensión de esmalte.

Aplicación de los esmaltes.

La superficie de aplicación deberá estar exenta de polvo, para - lo cual será necesario limpiar con aire comprimido o bien con una esponja ligeramente húmeda, antes de la aplicación del esmalte.

La suspensión deberá ser agitada contínuamente, con el objeto - de garantizar la homogeneidad de la mezcla.

La aplicación podrá ser efectuada por inmersión, con brocha, - pincel o por aspersión; en los dos últimos casos podrá ser empleada plantilla de hule latex o estencil.

La capa de esmalte blanco deberá ser aproximadamente de un - milímetro de espesor, y la de otros colores deberá ser de 0.5 mm con excepción de los esmaltes rojo sangre, rojo, naranja y amarillo mostaza que deberán aplicarse con un espesor igual al del blanco.

Los bordes de las losetas son limpiados con una esponja húmeda al finalizar el esmaltado, ésto con el objeto de que no se peguen a los setters y lograr así un mejor acabado.

III ESTUDIO DE EVALUACION DE ARCILLAS

Para obtener las proporciones adecuadas de los diferentes tipos de arcillas, así como las composiciones idóneas que deberían - tener cada una de ellas, para obtener un producto de buena calidad en la Planta "Alta Mixteca" se realizó una "Evaluación de - arcillas".

Esta actividad consistió en la extracción de muestras de diferentes tipos de ellas las cuales se secaron, sometiendo a un proceso de molienda y tamizado a - 35 mallas efectuándose posteriormente las pruebas de laboratorio. De los resultados obtenidos, se dedujo que sólo 5 tipos de arcilla tenían la posibilidad de utilizarse como materia prima en la elaboración de azulejos.

Las pruebas de laboratorio efectuadas fueron las siguientes:

No. de Atterberg. - Es el porcentaje de agua, en masa, para - llevar una arcilla seca y tamizada a -35 mallas hasta el punto - plástico.

Plasticidad. - Es la capacidad de deformación de las arcillas sin que se produzcan fracturas en el cuerpo de la pasta.

Trabajabilidad. - Es la capacidad de modelado de arcilla.

Compacidad. - Se define como la medida de la fuerza de cohesión entre las partículas de arcilla en estado plástico, ésto se reflejará en el acabado de las piezas, sobre todo en el grado con que queden definidos los bordes angulosos.

Arenosidad. - Es una medida del grado de pureza de la arcilla, refleja la cantidad de arena contenida en la pasta que puede tener granos finos o gruesos. La arenosidad es un factor importante que influye disminuyendo la tersura de las piezas, la plasticidad y trabajabilidad, así como la compacidad.

Tersura. - Una tersura alta influye de manera determinante en el buen acabado de las piezas.

Contracción al secado. - Nos indica el porcentaje de contracción lineal de una pieza cuando ésta se seca ya moldeada en estado plástico.

Porcentaje de absorción. - Representa el porcentaje máximo de H_2O que puedan absorber las piezas quemadas a diferentes temperaturas y es un indicador de la porosidad de la pieza, y se calcula de la siguiente forma:

P s	=	Peso seco
Psat	=	Peso saturado
% Ab	=	Porcentaje de absorción

$$\% \text{ Ab} = \frac{\text{Psat} - \text{Ps}}{\text{Ps}} \times 100$$

Temperatura óptima de quemado.- Es la temperatura a lo cual el material alcanza su cocimiento óptimo, es decir a la cual adquiera las propiedades físicas de resistencia más adecuadas.

Los resultados de las pruebas de laboratorio obtenidos para los 5 tipos de arcillas preseleccionadas se muestran en la siguiente tabla.

A N E X O # 1

RESULTADOS PRELIMINARES DE LABORATORIO DE LAS ARCILLAS RECOMENDADAS

Descripción, Procedencia y No. de Muestra.	Agua de Plasticidad ml de agua/100 g.	Plasticidad	Arenosidad	Contracción al Secado.	Temperatura óptima de quemado	Absorción de agua
Muestra # 3 Arcilla tierra amarilla San Mateo Yucucuí	35.5	Alta	Alta	9.6%	900°C	19.4%
Muestra # 8 Arcilla roja Yacimiento río de Tillo	31.1	Alta	Media-Alta	10.1%	950°C	17.1%
Muestra # 11 Arcilla amarilla Terrenos adjuntos a la planta	33.2	Alta	Mediana	10.6%	950°C	9.0%
Muestra # 12 Arcilla negra Terrenos adjuntos a la planta	33.0	Alta	Alta	11.4%	900°C	14.5%
Muestra # 5 Arcilla Amarilla Río Tillo	33.0	Alta	Muy-Baja	8.5%	1050°C	18.8%

De estas arcillas únicamente la # 5 podía ser utilizada sin agregados, las restantes requerían de un agregado de tipo inorgánico. Este agregado corresponde al mineral contenido en la arcilla roja localizada en el río Tillo, la cual tiene un alto contenido de arena.

En base a lo anteriormente expuesto, a la localización de los yacimientos y a las pruebas que se efectuaron con diferentes mezclas de estas 5 arcillas, se obtuvieron las relaciones y tipos de arcillas recomendadas como materia prima para la elaboración de azulejos, las cuales se mencionan a continuación en orden prioritario.

MEZCLA	COMPONENTES			PORCIENTO EN PESO
	No. de Muestra	Descripción	Localización	
I	11	Arcilla amarilla	Terrenos y vecindad de la planta.	35%
	12	Arcilla negra	Terrenos y vecindad de la planta.	35%
	8	Arcilla roja con alto contenido de arena	Río Tillo	30%
			Total	100%
II	3	Arcilla amarilla	San Mateo Yucucuí	90%
	8	Arcilla roja con alto contenido de arena	Río Tillo	10%
			Total	100%
III	5	Arcilla amarilla	Río Tillo	60%
	8	Arcilla roja con alto contenido de arena	Río Tillo	40%
			Total	100%

En vista de que tanto la arcilla amarilla como la negra se encuentran localizadas en terrenos y vecindades de la planta, se eligió la Mezcla No. 1 como la más conveniente para ser utilizada en la planta "Alta Mixteca".

IV. CALCULOS DEL HORNO CUANDO ES OPERADO CON GAS L. P.

Los cálculos se dividen como se muestra a continuación en dos partes: Balance de materia y energía para el gas L. P., gases de combustión y aire de combustión, y la determinación de los calores requeridos para el horneado y cálculo de las pérdidas de calor.

1. Balance de materia y energía para el gas L. P., gases de combustión y aire de combustión.

   Los pasos necesarios para llevar a cabo dicho balance son los siguientes:

   A. Reacciones durante la combustión.

   B. Cálculo del oxígeno necesario para la combustión.

   C. Cálculo del aire correspondiente.

   D. Cálculo de la humedad que entra con dicho aire.

   E. Cálculo de los gases de salida (CO_2).

   F. Cálculo del agua producida en la combustión.

   G. Balance de materia

   H. Cálculo del calor cedido por cada kilogramo de gas L. P.

   Desarrollando cada uno de los términos anteriores, se tiene:

A. Reacciones durante la combustión.

Para fines del cálculo se tomaron como base 20 Kg de gas L.P. como combustible; por lo cual se tiene:

	Propano (C_3H_8)	Isobutano (C_4H_{10})	Total
Comp. % vol.	40	60	100%
Peso molecular	44	58	52.4
Masa	1760	3480	5240
% en masa	33.588	66.412	100%
Cant. en masa (Kg)	6.717	13.283	20
Kg mol	0.153	0.229	

Las reacciones que se llevan a cabo son:

$$C_3H_8 + 5O_2 \longrightarrow 3\ CO_2 + 4\ H_2O$$

$$C_4H_{10} + 13/2\ O_2 \longrightarrow 4\ CO_2 + 5\ H_2O$$

Reacciones expresadas en peso molecular.

$$44 + 160 \text{ ———— } 132 + 72$$

$$58 + 208 \text{ ———— } 176 + 90$$

B. Cálculo del oxígeno necesario para la combustión.

a) Para quemar el propano se requieren:

44 Kg/ Kg mol C_3H_8 ——— 160 Kg/Kg mol O_2

6.717 Kg de C_3H_8 ——— X

$\therefore$ X = 24.43 Kg de O_2

b) Para quemar el isobutano se requieren:

58 Kg/Kg mol C_4H_{10} ——— 208 Kg/Kg mol O_2

13.283 Kg C_4H_{10} ——— X

$\therefore$ X = 47.64 Kg de O_2

En base a lo anterior, la cantidad de oxígeno requerida para quemar 20 Kg de combustible será:

24.43 + 47.64 = 72 Kg de O_2

C. Cálculo del aire correspondiente.

Aire	% Vol	% masa	P.M.	Masa
O_2	21	23.3	32	672
N_2	79	76.7	28	2212
Total	100	100	29	2884

Como la cantidad de oxígeno presente en el aire corresponde al 23.3% de la masa, se tiene:

72 — 23.3%

X —100.0%

$\therefore$ X = 309 Kg de aire seco

Es necesario para asegurar una combustión completa y además tener una atmósfera oxidante en el horno agregar un exceso de aire, que es lo más conveniente en este caso.

Este exceso de aire según los datos de operación de algunos hornos es de un promedio del 60% en estas condiciones, por lo tanto:

1.6 X 309 = 494.4 Kg de aire seco con exceso

La cantidad de nitrógeno correspondiente será:

0.767 X 494.4 = 379.2 Kg de nitrógeno

El exceso de O_2 será:

72 X 0.6 = 43.2 Kg oxígeno

El oxígeno total que entra será:

494.4 X 0.233 = 115.2 Kg de oxígeno

Recopilando los datos anteriores quedará:

	Oxigeno	Nitrógeno	Total
% volumen	21	79	100
Peso molecular	32	28	
Kilogramos	672	2211	2884
% masa	23.3	76.7	100
Kg aire	115.2	379.2	494.4

Por lo tanto la cantidad de aire seco para quemar 20 Kg de gas L.P. es de 494.4 Kg o bien 24.72 - Kg de aire seco por Kg de gas L.P.

D. Cálculo de la humedad que entra con dicho aire:

Las condiciones climatológicas* [del estado de Oaxaca] son:

Temperatura media promedio: 16°C (60.8°F)

Humedad relativa: 60%

Presión barométrica 638 mm Hg.

De la carta psicométrica se obtiene que: La humedad absoluta será de 0.0067 Kg de H_2O/Kg aire seco.

Por lo que si están entrando 494.4 Kg para quemar 20 Kg de gas L.P., se tendrá la siguiente cantidad de agua:

494.4 Kg aire seco X 0.0067 Kg H_2O/Kg de aire seco= 3.312 Kg H_2O por cada 20 Kg de gas L.P.

* [Datos proporcionados por el Servicio Meteorológico de Tacubaya.]

La cantidad de aire húmedo que entra será de:

3.312 + 494.4 = 497.71 Kg de aire húmedo.

E. Cálculo de los gases de salida (CO_2)

a) $C_3H_8 + 5O_2 \longrightarrow 3\ CO_2 + 4\ H_2O$

b) $C_4H_{10} + 13/2\ O_2 \longrightarrow 4\ CO_2 + 5\ H_2O$

a) Para el propano.

44 Kg/Kg mol C_3H_8 ——— 132 Kg/Kg mol CO_2

6.71 Kg C_3H_8 ——— X

X = 20.13 Kg CO_2

b) Para el isobutano

58 Kg/Kg mol C_4H_{10} ——— 176 Kg/Kg mol CO_2

13.28 Kg C_4H_{10} ——— X

X = 40.28 Kg CO_2

El total de Kg de CO_2 producidos por la combustión de 20 Kg de gas L.P.es de 20.13 + 40.28 = 60.41 - Kg de CO_2.

F. Cálculo del agua producida en la combustión:

a) Para el propano

44 Kg/Kg mol C_3H_8 ——— 72 Kg/Kg mol H_2O

6.71 Kg C_3H_8 ——— X

X = 10.96 Kg de H_2O

(b) Para el isobutano

58 Kg/Kg mol C_4H_{10} ——— 90 Kg/Kg mol H_2O

13.28 Kg C_4H_{10} ——— X

X = 20.60 Kg de H_2O

El total de agua producida en la combustión de 20 Kg de gas L.P. es de 31.56 Kg.

G. Balance de materia.

	Ent. (Kg)	Sal. (Kg)
Oxígeno que interviene en la reacción	72	-
Oxígeno en exceso sin reaccionar	43.2	43.2
Nitrógeno	379.2	379.2
Agua	3.312	3.312
Agua que se forma durante la reacción	-	31.56
Propano	6.71	-
Isobutano	13.28	-
CO_2 formado durante la reacción	-	60.41
TOTAL	517.70	517.68

H. Cálculos del calor cedido por cada kilogramo de gas L. P. empleado.

a) Entalpia del gas L. P.

Cp propano a 17° C = 0.576 Kcal/Kg°C

Cp isobutano a 17°C = 0.549 Kcal/Kg°C

La cantidad de gas que entra será:

Propano: 6.71 Kg/20 Kg gas = 0.3358 Kg prop/Kg gas

Isobutano: 13.28 Kg/20 Kg gas = 0.6641 Kg isob/Kg gas

De la fórmula $Q = m\, Cp\, \Delta t$ se tendrá la siguiente canti-- dad de calor.

$$Q \text{ propano} = 0.3358 \frac{\text{Kg prop.}}{\text{Kg gas}} \times 0.576 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg prop.}\,^\circ\text{C}}$$

$$(18-16)^\circ\text{C} = 0.387 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg gas}}$$

$$Q \text{ isobutano} = 0.6641 \frac{\text{Kg. isob}}{\text{Kg gas}} \times 0.549 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg isob}^\circ\text{C}}$$

$$(18-16)^\circ\text{C} = 0.729 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg gas}}$$

Por lo que el calor total que entra con el gas será:

$Q = 0.387 + 0.729 = 1.116$ Kcal/Kg gas.

b) Entalpia del aire.

La cantidad de aire que entra es de 497.71 Kg/20 Kg de gas L.P. por lo que entran 24.90 Kg de aire/ Kg de gas L. P.

$$Q = m\, Cp\, \Delta t$$

$$Q = 24.90 \frac{\text{Kg de aire}}{\text{Kg gas L.P.}} \times 0.25 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg aire}^{\circ}\text{C}} (15-16)^{\circ}\text{C} =$$

$$-6.23 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg gas}}$$

c) Poder calorífico del gas L.P.

El poder calorífico del gas L.P.*, es de 11,365 Kcal/Kg.

Resumiendo los calores que acompañan a los gases a la -- entrada del horno se tiene:

a)	Calor que entra en el gas L.P.	1.12 Kcal/Kg mol
b)	En talpia del aire	-6.23
c)	Poder calorífico del gas L.P.	11,365.00
		11,359.89 Kcal/Kg mol

* Dato proporcionado por Petróleos Mexicanos.

d) Entalpia de los gases de combustión.

Se considerará una temperatura de salida de 200°C que es un valor aceptable y hasta ligeramente elevado para los gases de salida de la chimenea de un horno bien operado.

Temp. de referencia 16°C = 289.1°K

Temp. gases salida 200°C = 473.1°K

Temp. media 108°C = 381.1°K

Cálculo de la masa de los gases.

De la comprobación del balance de materia se tiene que los gases de combustión a la salida por cada Kilogramo de gas L.P. quemado son:

CO_2 : 60.41 Kg/20 Kg de gas L.P. = 3.02 Kg/Kg gas L.P.

N_2 : 379.20 Kg de gas L.P. = 18.96 Kg/Kg gas L. P.

O_2 exc: 43.20 Kg/20 Kg de gas L.P. = 2.16 Kg/Kg gas L.P.

TOTAL 24.14 Kg/Kg gas L.P.

Cálculo del calor que acompaña a dichos gases.

Para este cálculo primero se tendrá que calcular el Cp a la temperatura promedio.

$$Cp\ CO_2 = 10.34 + 0.00274\ (381) - 195,500/(381)^2$$

$$= 10.34 + 1.04 - 1.35 - 10.03\ Kcal/Kg\ mol°K$$

$$= 10.03\ \frac{Kcal}{Kg\ mol°K} \times \frac{1}{\frac{44\ Kg}{Kg\ mol}} = 0.23\ \frac{Kcal}{Kg°K}$$

$$Cp\ O_2 = 8.27 + 0.000258\ (381) - 187,700/(381)^2$$

$$= 8.27 + 0.10 - 1.29 = 7.08\ Kcal/Kg\ mol°K$$

$$= 7.08\ \frac{Kcal}{Kg\ mol°K} \times \frac{1}{\frac{32\ Kg}{Kg\ mol}} = 0.22\ \frac{Kcal}{Kg°K}$$

$$Cp\ N_2 = 6.50 + 0.001\ (381) = 6.50 + 0.38 = 6.88\ \frac{Kcal}{Kg\ mol°K}$$

$$= 6.88\ \frac{Kcal}{Kg\ mol°K} \times \frac{1}{\frac{14\ Kg}{Kg\ mol}} = 0.49\ \frac{Kcal}{Kg°K}$$

$$Q = m\ Cp\ \Delta t$$

$$QCO_2 = 3.02\ \frac{Kg}{Kg\ gas} \times 0.23\ \frac{Kcal}{Kg°\ K}\ (473.1-289.1)°K = 127.81\ \frac{Kcal}{Kg\ gas}$$

$$Q\ O_2 = 2.16\ \frac{Kg}{Kg\ gas} \times 0.22\ \frac{Kcal}{Kg°K}\ (473.1-289.1)°K = 87.44\ \frac{Kcal}{Kg\ gas}$$

$$Q\ N_2 = 18.96\ \frac{Kg}{Kg\ gas} \times 0.49\ \frac{Kcal}{Kg°K}\ (473.1-289.1)°K = 1709.43\ \frac{Kcal}{Kg\ gas}$$

Calor total que acompaña los gases de salida :

$$1924.68\ \frac{Kcal}{Kg\ gas}$$

e) Entalpia del agua.

3.312 Kg de H_2O /20 Kg gas L. P. = 0.17

31.56 Kg de H_2O/20 Kg gas L. P. = 1.58

TOTAL $1.75 \frac{\text{Kg de } H_2O}{\text{Kg de gas L.P.}}$

Kg totales de H_2O = 1.75 Kg/Kg de gas L. P.

Kg CO_2, O_2 y N_2 = 24.14 Kg/Kg de gas L. P.

Presión parcial $\frac{1.75}{1.75 + 24.14} \times 638 = 43.10$ mm Hg

A esta presión le corresponde una temperatura de rocío de 38.75°C, y un calor de vaporización de 580.2 Kcal/Kg.

$$Q = 1.75 \frac{\text{Kg}}{\text{Kg gas L.P.}} \times \frac{1 \text{ Kcal}}{\text{Kg °C}} (38.75 - 16)°\text{C} = 39.81 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg gas L.P.}}$$

f) Calor latente de vaporización.

$$Q = 1.75 \frac{\text{Kg}}{\text{Kg gas L. P.}} \times 580.2 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} = 1,015.35 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg gas L. P.}}$$

g) Sobrecalentamiento del vapor

$$Cp\ H_2O\ 392°F = 8.22 + 0.0015\ (392) + 0.00000134\ (392)^2$$

$$= 8.22 + 0.059 + 0.206$$

$$= 8.485 \text{ Kcal/Kg mol °K}$$

$$= 8.485 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg mol°K}} \times \frac{1}{\frac{18 \text{ Kg}}{\text{Kg mol}}} = 0.471 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg°K}}$$

$$Q = 1.75 \frac{Kg}{Kg\ gas\ L.P.} \times 0.471 \frac{Kcal}{Kg°K} (473.1-311.85)°K$$

$$= 132.91\ Kcal/Kg\ gas\ L.P.$$

Resumiendo los calores de los gases a la salida del horno; se tiene:

d) Gases de combustión	1,924.68
e) Eutalpia del H_2O líquida	39.81
f) Calor de vaporización	1,015.35
g) Sobrecalentamiento del vapor	132.91
TOTAL	3,112.75 $\frac{Kcal}{Kg\ gas\ L.P.}$

Dado que se considera que el calor que traen los gases a la salida, es el calor que no toma el material que se encuentra en el horno (aunque este calor sea posteriormente para el secado de loseta), el calor cedido por cada kilogramo de gas L.P. empleado se encontrará de la siguiente manera:

$$11,359.89 - 3,112.75 = 8,247.14 \frac{Kcal}{Kg\ gas\ L.P.}$$

$$= 779,492.53 \frac{Btu}{lb\ mol}$$

2. Determinación de los calores requeridos para el horneado y cálculo de las pérdidas de calor.

A. Calor requerido para calentar el material de 20 a 1050° C.

B. Calor requerido para calentar el agua contenida en el material de 20 a 91° C.

C. Calor necesario para evaporar el agua a 91° C

D. Calor para calentar el vapor de agua de 91° a 1050° C

E. Calor para evaporar el agua contenida en el material como parte de su estructura molecular a 500° C.

F. Calor para calentar el vapor de agua de 500°C a 1050° C

G. Cálculo del calor requerido para calentar los carros de 20° a 1050° C.

H. Cálculo del calor requerido para calentar las cajas - refractarias de 20° a 1050° C.

I. Resumen de los calores requeridos

J. Cálculo del calor perdido

K. Calor total requerido

Desarrollando cada uno de los términos anteriores, se tiene:

A. Calor requerido para calentar el material de 20° a 1050° C

En base a la capacidad de la planta y considerando una merma del 10% la cantidad de material procesada por hora vendrá siendo:

$$12,000 \frac{\text{loseta}}{\text{día}} \times \frac{0.110}{\text{loseta}} \text{ Kg} \times 1.10 = 1,452 \frac{\text{Kg}}{\text{día}}$$

o bien $60.5 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$

Sabiendo que la capacidad calorífica del material es:

$Cp = 0.224 \text{ cal/g°C}$ (1)

$Q = m\,Cp\,\Delta t$

$$Q = 60.5 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \times \frac{1000}{\text{Kg}} \text{ g} \times 0.224 \frac{\text{cal}}{\text{g°C}} (1050-20)\text{°C}$$

$Q = 13,958,560$ cal/h

$Q = 55,391.10$ Btu/h

B. Calor requerido para calentar el agua contenida en el material de 20 a 91°C.

Sabiendo que el material sale del secador con una humedad del 6% y que la cantidad de material que se horneará es de 60.5 Kg/h; la cantidad de agua que se tendrá que evaporar será:

$60.50 \text{ Kg} \times 0.06 = 3.63 \text{ Kg } H_2O/h$

Por lo que el peso del material seco será:

$60.50 - 3.63 = 56.87$ Kg de material seco/hora

Los pasos a seguir por el agua contenida como humedad en el material a hornear son:

$Q_1 = 3.63 \text{ Kg } H_2O_{(l)}$ - $3.63 \text{ Kg } H_2O_{(l)}$

$Q_2 = 3.63 \text{ Kg } H_2O_{(l)}$ - $3.63 \text{ Kg } H_2O_{(v)}$

(91° C) (91° C)

$Q_3 = 3.63 \text{ Kg } H_2O_{(v)}$ - $3.63 \text{ Kg } H_2O_{(v)}$

(91° C) (1050° C)

De donde:

$$Q_1 = m \, Cp \, \Delta t$$

$$= 3,630 \frac{g}{h} \times 1 \frac{cal}{g^\circ C} \quad (91-20)^\circ C$$

$$Q_1 = 257,730 \text{ cal/h}$$

$$Q_1 = 1,022.73 \text{ Btu/h}$$

C. Calor necesario para evaporar el agua a 91° C

$$Q_2 = m \lambda$$

$$= 3,630 \frac{g}{h} \times 9,783 \frac{cal}{gmol} \times \frac{1}{\frac{18 \text{ g}}{\text{g mol}}}$$

$Q_2 = 1,972,905$ cal/h

$Q_2 = 7,829$ Btu/h

D. Calor para calentar el vapor de agua de 91°a 1050°C

$Q_3 = m\,Cp\ \Delta t$

Para calcular el calor anteriormente mencionado primero habrá que calcular el Cp promedio.

$$Cp\ H_2O\ (1323°K) = 8.22 + 0.00015\ T + 0.00000134\ T^2$$

$$= 8.22 + 0.1575 + 1.4773 = 9.8548$$

$$Cp\ H_2O\ (364°K) = 8.22 + 0.00015\ T + 0.00000\ 134\ T^2$$

$$= 8.22 + 0.0546 + 0.1775 = 8.4521$$

$$\overline{Cp\ H_2O} = 18.3069/2 = 9.15345 \text{ cal/g mol°K}$$

Por lo tanto

$$Q_3 = 3,630\ \frac{g}{h} \times 9.15345\ \frac{cal}{g\ mol°K}\ (1323-364)°K \times \frac{1}{\frac{18\ g}{g\ mol}}$$

$Q_3 = 1,770,262$ cal/h

$Q_3 = 7,024.85$ Btu/h

E. Calor para evaportar el agua contenida en el mate-

rial como parte de su estructura molecular a 500°C.

Fórmula de la arcilla mineral.

$Al_2O_3 \cdot 2\,SiO_2 \cdot 2\,H_2O$

P.M. arcilla mineral = 258

P.M. $2\,H_2O$ = 36

Cálculo del porcentaje de agua

36 —— X

258 —— 100%

De donde se tiene que X = 13.95%

De acuerdo con lo anterior, el peso del agua que se tiene en la composición de la arcilla y que deberá ser evaporada es:

56.87 X 0.1395 = 7.933 Kg

El agua que acompaña a la arcilla se desprende a 500°C, por lo que el calor latente de vaporización a 500°C es de 1,497.3 Btu/lb ó 377,319 cal/lb

Por lo que

$Q = m\lambda$

$= 7.933 \frac{KgH_2O}{h} \times 377,319 \frac{cal}{lb} \times \frac{lb}{0.454\ Kg}$

$Q = 6,593,109$ cal/h

$Q = 26,163$ Btu/h

F. Calor para calentar el vapor de agua de 500°C a 1050°C

$Cp\ H_2O\ 773°K = 8.22 + 0.00015\ (773) + 0.00000134\ (773)^2$

$= 9.13$ cal/gmol°K

Del dato anteriormente calculado se tiene que:

$Cp\ H_2O\ 1323°K = 9.4924$ cal/ g mol°K

Al efectuar un promedio de ambos Cp's se tiene

$Cp\ H_2O = 9.4924$ cal/gmol°K

Se tiene que $Q = m\ Cp\ \Delta t$

$Q = 7.933 \frac{Kg}{h} \times 9.4924 \frac{Kcal}{Kgmol°K} \times (1323 - 773)°K \times \frac{1}{\frac{18\ Kg}{Kg\ mol}}$

$Q = 2,300,931.2$ cal/h

$Q = 9,130.67$ Btu/h

G. Cálculos del calor requerido para calentar los carros de 20°C a 1050°C.

Las dimensiones de los carros que se introducen - tanto al secador como al horno son de 115 x 50 x 2.5 cm; teniendo como dato que la densidad del acero es 125.6 Kg/m^3 (2) y el valor de su capacidad calorífica es - 0.12 $cal/g°C$ (1).

En base a lo anterior tendremos:

El volumen de la placa de acero es:

$$115 \times 50 \times 2.5 = 14,375 \text{ cm}^3$$
$$= .014375 \text{ m}^3$$

utilizando el valor de su densidad.

$$125.6 \text{ Kg} \text{ ——— } 1 \text{ m}^3$$
$$X \text{ ——— } .014375 \text{ m}^3$$
$$X = 1.80 \text{ Kg}$$

Por lo cual el calor requerido viene siendo:

$$Q = m \, Cp \, \Delta t$$
$$= 1800 \text{ g/h} \times 0.12 \text{ cal/g°C } (1050-20)°C$$
$$Q = 222,480 \text{ cal/h}$$
$$Q = 882.85 \text{ Btu/h}$$

El calor requerido por este concepto, se considera-

rá el doble del obtenido, ya que se requiere soportería para dicha placa

$\therefore$ Q = 1765.70 Btu/h

H. Cálculo del calor requerido para calentar los setters de 20 a 1050°C.

Cada carro llevará 14 cajas refractarias (Setters); y el peso de cada caja es de 6 Kg.

El valor del Cp del material refractario es de Cp = 0.270 (1) cal/g°C, por lo tanto:

$$Q = m\ Cp\ \Delta t$$

$$Q = 14\ \frac{\text{Cajas}}{\text{h}} \times \frac{6{,}000\ \text{g}}{\text{caja}} \times 0.27\ \frac{\text{cal}}{\text{g°C}}\ (1050-20)\text{°C}$$

$$Q = 23{,}360{,}400\ \text{cal/h}$$

$$Q = 92{,}700\ \text{Btu/h}$$

I. Resumen de los colores requeridos Btu/h

A. Calor requerido para calentar el material de 20°a 1050°C 55,391.10

B. Calor requerido para calentar

el agua contenida en el material de 20° a 91° C	1,022.73
C. Calor necesario para evaporar el agua a 91° C	7,829.00
D. Calor para calentar el vapor de agua de 91° a 1050° C	7,024.85
E. Calor para evaporar el agua contenida en el material como parte de su estructura molecular a 500° C	26,163.00
F. Calor para calentar el vapor de agua de 500° a 1050° C	9,130.67
G. Cálculo del calor requerido para calentar los carros de 20° a 1050° C	1,765.70
H. Cálculo del calor requerido para calentar las cajas refractarias de 20° a 1050° C	92,700.00
TOTAL	201,027 Btu/h

J. Cálculo del calor perdido.

A través de las paredes y techo del horno, se perderá calor por radiación y conducción principalmente. Las pérdidas de calor disminuyen a medida que aumenta el espesor de las paredes y viceversa; por lo que sabiendo que las dimensiones del horno son 35 m de largo x 1.44 m de alto y 0.89 m de ancho, y además que el espesor de pared en la zona de precalentamiento y enfriamiento es de 5.8" (14.73 cm), tendremos que las dimensiones exteriores del horno en estas zonas son:

Ancho = 0.89 + (5.8 x 0.0254 x 2)

= 1.1846 m

Alto = 1.44 m

En lo que respecta a la zona de cocción, el espesor de pared es 11.6" (29.46 cm), por lo que las dimensiones en esta zona son:

Ancho = 0.89 + (11.6 x 2 x 0.0254)

= 1.479 m

Alto = 1.44 m

La longitud de un techo tipo bóveda, viene relacionada con la altura de la flecha del mismo en la siguiente forma:

Altura de la flecha = 20% de la altura total.

Por lo cual:

Altura total del horno = 1.44 x 1.20 = 1.73 m

Altura de la flecha = 0.288 m

Por el teorema que dice: "Un ángulo inscrito como α es medido por un medio del arco interceptado por sus lados e igual a un medio del ángulo central que subtiende el mismo arco", tendremos que:

$$2\alpha = 1/2\ \theta$$

$$\alpha = \text{ang. tg } 0.288/0.445$$

$$\alpha = \text{ang. tg } 0.6471$$

$$\alpha = 32°55'$$

Por lo tanto

$$\theta = 4 \times 32°55'$$

$$\theta = 131°$$

La longitud del arco está dada por la expresión:

$$S = r\,\Theta$$

Donde S = longitud del arco.

Θ = ángulo central en radianes

r = radio

$$S = \frac{131 \times 3.1416}{180} \times \frac{0.445}{\text{Sen } 1/2}$$

$$S = 2.2863 \times 0.445/0.91$$

$$S = 2.2863 \times 0.4890$$

$$S = 1.1180 \text{ m}$$

Por lo tanto las dimensiones del horno son:

Ancho = 0.89 m

Altura de la flecha = 0.288 m

Altura total = 1.728 m

Longitud del arco del techo = 1.118 m

Longitud total = 35 m

Zona de precalentamiento = 12.10 m

Zona de cocción = 8.30 m

Zona de enfriamiento = 14.60 m

Para poder calcular mejor las pérdidas de calor, -

se seccionará la longitud total del horno en tramos de 2 metros.

La superficie exterior de paredes y techo por un metro de longitud del horno, es:

Longitud del arco del techo

$S = r\,\Theta$

$S = 2.2863 \times 0.4890 + (5.8 \times 0.0254\ m)$

$S = 1.2653$

Superficie exterior (S") por metro de longitud

$S'' = 2 \times 1.44\ m^2 + 1.2633\ m^2$

$S'' = 4.15\ m^2/m$ de longitud

Ahora bien, como el horno está dividido en tres zonas, tenemos que:

$$\frac{T_2 - T_1}{°C/min} \times \frac{m}{min} = m \text{ --------- (A)}$$

Por lo que para saber aproximadamente el incremento de temperatura por minuto en cada zona, se despejará los °C/min de la fórmula anterior, teniendo por lo tanto:

$$\frac{T_2 - T_1 \ m/min}{m \text{ de zona}} = {}^\circ C/min$$

Así para la zona de precalentamiento

$$\frac{(850-20)^\circ C \times 0.0243 \ m/min}{12.10 \ m} = 1.667 \ {}^\circ C/min$$

Para la zona de fuego tendremos que:

$$\frac{(1050-850)^\circ C \times 0.0243 \ m/min}{3.86 \ m} = 1.259 \ {}^\circ C/min$$

En la zona de fuego también se presenta un descenso de temperatura al final, por lo que en esta parte los °C/min son:

$$\frac{(1050-800)^\circ C \times 0.0243 \ m/min}{4.44 \ m} = 1.368 \ {}^\circ C/min$$

Finalmente en lo que respecta a la zona de enfriamiento:

$$\frac{(800-20)^\circ C \times 0.0243 \ m/min}{14.60 \ m} = 1.298 \ {}^\circ C/min$$

Las temperaturas bases utilizadas para los cálculos anteriores, fueron tomadas directamente de los termopares colocados a todo lo largo del horno.

La temperatura de pared de un horno es 100° F

mayor que la de los productos para temperaturas - hasta de 1800° F y 200° F para temperaturas superiores.

Para poder obtener a que temperatura está el material en cada tramo solo tendremos que despejar la ecuación anterior para obtener:

$$T = \frac{m \times {}^\circ C/min}{m/min}$$

y sabiendo que $T = T_2 - T_1$

$$T_2 = T + T_1$$

De ahí que se formará una tabla que relacione distancias que avanza el carro dentro del horno, con temperatura media del producto, temperatura de - pared, área del horno y pérdidas de calor a través de dicha área en Btu/hr ft^2. (3)

Quedando recopilados todos los datos en la siguiente tabla:

Metros de - a	Temp. °C de - a	Temp. media productos	Temp. estimada pared °C	Sup. horno m^2	Sup. horno ft^2	Pérdidas de calor Btu/h ft^2	Calor perdido Btu/h
0 - 2	20 - 157	88.5	126.3	8.3	89.30		
2 - 4	157 - 294	225.5	263.3	8.3	89.30		
4 - 6	294 - 431	362.5	400.0	8.3	89.30		
6 - 8	431 - 568	499.5	537.0	8.3	89.30		
8 - 10	568 - 705	636.5	674.3	8.3	89.30	140	12,502
10 - 12	705 - 842	773.5	811.3	8.3	89.30	184	16,431
12 - 14	842 - 946	894.0	931.8	8.3	89.30	221	19,735
14 - 16	946 -1049	997.0	1090.2	8.3	89.30	239	21,342
16 - 18	1049 - 959	1004.0	1097.2	8.3	89.30	241	21,521
18 - 20	959 - 870	915.0	952.7	8.3	89.30	224	20,000
20 - 22	870 - 763	816.0	853.8	8.3	89.30	193	17,234
22 - 24	763 - 656	710.0	747.8	8.3	89.30	147	13,127
24 - 26	856 - 549	603.0	640.8	8.3	89.30	110	9,823
26 - 28	549 - 442	496.0	533.8	8.3	89.30		
28 - 30	442 - 335	389.0	426.8	8.3	89.30		
30 - 32	335 - 229	282.0	319.8	8.3	89.30		
32 - 35	229 - 68	149.0	186.8	12.45	133.96		
						TOTAL	151,715 Btu/h

Resumiendo lo anterior, el calor total necesario para el quemado de las losetas viene siendo:

	Btu/h
Calor requerido para quemar los productos	201,027.00
Calor perdido por radiación y conducción	151,715.00
TOTAL	352,742.00 Btu/h

V. CALCULOS DEL HORNO CUANDO ES OPERADO CON PETROLEO DIAFANO

Los cálculos se dividirán como se muestra a continuación en dos partes: Balance de materia y Energía para el petróleo diáfano, gases de combustión y aire de combustión, y la determinación de los calores requeridos para el horneado y cálculo de las pérdidas de calor.

1. Balance de materia y energía para el petróleo diáfano, gases de combustión y aire de combustión.

   Este balance se divide en los siguientes pasos:

   A. Reacciones durante la combustión.

   B. Cálculo del oxígeno necesario para la combustión.

   C. Cálculo del aire correspondiente.

   D. Cálculo de la humedad que entra con dicho aire.

   E. Cálculo de los gases de salida (CO_2).

   F. Cálculo del agua producida en la combustión.

   G. Comprobación del balance de materia.

H. Cálculo del calor cedido por cada kilogramo de petróleo diáfano.

Desarrollando cada uno de los términos anteriores, se tiene:

A. Reacciones durante la combustión

Composición del petróleo diáfano*

Elemento	% Peso	P. M.	Cant. en masa (Kg)
Carbón	85	12	17.0
Hidrógeno	13	1	2.6
Oxígeno	1	16	0.2
Nitrógeno	0.5	14	0.1
Azufre	0.5	32	0.1

Las reacciones que se llevan a cabo son:

$$C + O_2 \longrightarrow CO_2$$

$$2\,H_2 + O_2 \longrightarrow 2\,H_2O$$

$$S + O_2 \longrightarrow SO_2$$

* Dato proporcionado por Petróleos Mexicanos.

Reacciones expresadas en pesos moleculares:

12 + 32 ——— 44

4 + 32 ——— 36

32 + 32 ——— 64

B. Cálculo del oxígeno necesario para la combustión:

Usando una base de un kilogramo de combustible, - tendremos que el oxígeno necesario para quemar un kilogramo de carbón de acuerdo a la primera reacción deberá ser:

12 Kg/Kg mol de C ——— 32 Kg/Kg mol de O_2

1 Kg de C ——— X

X = 2.667 Kg de O_2

El oxígeno necesario para reaccionar con un kilogramo de H_2 de acuerdo a la segunda reacción es de:

4 Kg/Kg mol de H_2 ——— 32 Kg/Kg mol de O_2

1 Kg de H_2 ——— X

X = 8 Kg de O_2

El oxígeno necesario para quemar un kilogramo de azufre de acuerdo a la tercera reacción viene siendo:

32 Kg/Kg mol de S ——— 32 Kg/Kg mol de O_2

1 Kg de S ——— X

X = 1.0 Kg de O_2

Usando las cantidades anteriores, la cantidad de oxígeno necesaria será calculada de la siguiente manera:

Constituyente	% en peso petróleo	Peso por 20 Kg de petróleo	Peso del O_2 requerido para 20 Kg de petróleo
Carbón	0.85	17.0 Kg	17 x 2.66 = 45.33
Hidrógeno	0.13	2.6	2.6 x 8 = 20.80
Oxígeno	0.01	0.2	= 0.20*
Azufre	0.005	0.1	0.1 x 1.0 = 0.1
Nitrógeno	0.005	0.1	**
		TOTAL	= 66.0

* El oxígeno se resta, ya que se encontraba inicialmente presente.

** El nitrógeno por ser inerte no toma parte en la reacción.

C. Cálculo del aire correspondiente:

Aire	% Vol	% Masa	P. M.	masa
O_2	21	23.3	32	672
N_2	79	76.7	28	2212
Total	100	100.0	29	2884

Como la cantidad de oxígeno presente en el aire corresponde al 23.3% en peso, se tiene:

66 —— 23.3%

X —— 100.0%

X = 283 Kg. de aire/20 Kg petróleo diáfano

Como en el caso del gas L.P., también se inyectará un exceso de aire correspondiente a un 60%, ésto con el fin de asegurarse de una buena combustión.

Por lo tanto:

1.6 x 283 = 452 Kg de aire seco con exceso

La cantidad de nitrógeno correspondiente es de:

0.767 x 452 = 346.8 Kg de N_2

El exceso de oxígeno viene siendo por lo tanto:

66 x 0.6 = 39.6 Kg

Por lo tanto el oxígeno total que entra es:

452 x 0.233 = 105.35 Kg

Recopilando los datos anteriores queda:

	Oxígeno	Nitrógeno	Total
% Volumen	21	79	100
P.M.	32	28	
Kilogramos	672	2212	2884
% Masa	23.3	76.7	100
Kg de aire	105.35	346.8	452.16

Por todo lo anterior se requieren 452.16 Kg de aire seco para quemar 20 Kg de petróleo diáfano o bien 22.6 Kg de aire seco por cada kilogramo de petróleo diáfano.

D. Cálculo de la humedad que entra con dicho aire.

Habiéndose ya calculado en el capítuco IV para gas L.P. el valor de la humedad absoluta a las condi-

ciones climatológicas del estado de Oaxaca, tendremos:

Ha = 0.0067 Kg de agua/Kg aire seco

Por lo cual

452.16 Kg aire seco x 0.0067 Kg agua/Kg aire seco = 3.03 Kg de agua.

Es decir que al entrar 452.16 Kg de aire seco para quemar 20 Kg de petróleo diáfano, se tendrán 3.03 Kg de agua, por lo que la cantidad de aire húmedo que entra al horno viene siendo 455.19 Kg de aire húmedo.

E. Cálculo de los gases de salida (CO_2)

1 - Para el carbón se tiene:

$$C + O_2 \longrightarrow CO_2$$

12 Kg/Kg mol C —— 44 Kg/ Kg mol CO_2

17 Kg C —— X

X = 62.33 Kg CO_2

F. Cálculo del agua producida.

El total del agua producida en la combustión de 20 Kg de petróleo diáfano viene siendo:

$2\ H_2 + O_2$ _____ $2\ H_2O$

4 Kg/Kg mol H_2 _____ 36 Kg/Kg mol H_2

2.6 Kg H_2 _____ X

X = 23.4 Kg de agua

G. Comprobación del balance de materia.

	Entradas (Kg)	Salidas (Kg)
Oxígeno que interviene en la reacción	66.0	-
Oxígeno en exceso sin reaccionar	39.6	39.6
Nitrógeno que entra con el aire	346.80	346.80
Agua que se forma durante la reacción	-	23.4
CO_2 formado durante la reacción	-	62.33
Carbón	17.0	-
Hidrógeno	2.6	-

Oxígeno	0.2	-
Nitrógeno	0.1	-
Azufre	0.1	-
Totales	472.4	472.13

H. Cálculos del calor cedido por cada Kilogramo de petróleo - diáfano empleado:

a) Entalpia del petróleo diáfano.

Cp petróleo diáfano = o.47 Kcal /Kg °C *

Densidad petróleo diáfano = 0.81 Kg/l *

$Q = m\,Cp\,\Delta t$

$= 1\ Kg \times 0.47 \frac{Kcal}{Kg°C} (18-16)°C = 0.94 \frac{Kcal}{Kg\ petr.\ diaf.}$

b) Entalpia del aire

La cantidad de aire que entra es de 455.19 Kg aire por 20 kilogramos de petróleo diáfano por lo que entran 22. 76 kilogramos de aire por kilo gramo de petróleo diáfano.

* Datos proporcionados por Petróleos Mexicanos.

$Q = m\ Cp\ \Delta t$

$$Q = 22.76 \frac{Kg\ aire}{Kg\ P.D.} \times 0.47 \frac{Kcal}{Kg°C} (15-16) = -10.70 \frac{Kcal}{Kg\ P.D.}$$

c) Poder calorífico del petróleo diáfano.

El poder calorífico del petróleo diáfano [4] es de 11,100 $\frac{Kcal}{Kg}$

Resumiendo los colores que acompañan a los gases a la entrada del horno se tiene:

Color que entra con el petróleo diáfano	0.94
Entalpia del aire	- 10.70
Poder calorífico del petróleo diáfano	11,100.00
	11,090.24 $\frac{Kcal}{Kg\ P.D.}$

d) Entalpia de los gases de combustión.

Se considerará una temperatura de salida de 200°C que es un valor aceptable y hasta ligeramente elevado para los gases de chimenea de un horno bien operado.

Temperatura de referencia 16°C=289.1°K

Temperatura de salida de los gases 200°C=473.1°K

Temperatura media 108°C=381.1°K

La capacidad calorífica para los gases es la siguiente:

Cp CO_2 381°K = 0.23 Kcal/Kg°K

Cp O_2 381°K = 0.22 Kcal/Kg°K

Cp N_2 381°K = 0.49 Kcal/Kg°K

En lo que respecta a la cantidad de gases se tiene:

Gases de combustión a la salida por cada kilogramo de petróleo diáfano quemado.

CO_2: 62.33 Kg/20 Kg de P.D. = 3.117 Kg/Kg P.D.

N_2 : 346.8 Kg/20 Kg de P.D. = 17.340 Kg/Kg P.D.

O_2 exc: 39.56 Kg/20 Kg de P.D. = 1.978 Kg/Kg P.D.

TOTAL = 22.435 $\frac{\text{Kg gases comb.}}{\text{Kg P.D.}}$

Calor que acompaña dichos gases:

$$Q\ CO_2 = 3.117\ \frac{Kg}{Kg\ P.D} \times 0.23\ \frac{Kcal}{Kg°K}\ (473.1-305.1)°K = 120.44$$

$$Q\ O_2 = 1.978 \frac{Kg}{KgP.D} \times 0.22 \frac{Kcal}{Kg°K} (473.1-305.1)°K = 73.11$$

$$Q\ N_2 = 17.340 \frac{Kg}{Kg\ P.D} \times 0.49 \frac{Kcal}{Kg°K} (473.1-305.1)°K = 1427.43$$

Total de calor que sale con los gases = $1,620.98 \frac{Kcal}{Kg P.D.}$

e) Entalpia del agua

$$\frac{3.03 \text{ Kg de } H_2O}{20 \text{ Kg P.D.}} = 0.152$$

$$\frac{23.4 \text{ Kg de } H_2O}{20 \text{ Kg P.D.}} = 1.170$$

$$\text{TOTAL} = 1.322 \frac{\text{Kg de agua}}{\text{Kg petróleo diáfano}}$$

$$Q = 1.322 \frac{Kg\ H_2O}{Kg\ P.D.} \times 1 \frac{Kcal}{Kg°K} (32-16)°C = 21.15 \frac{Kcal}{Kg\ P.D.}$$

f) Calor latente de vaporización

Kg totales de H_2O = 1.322 Kg/Kg P.D.

Kg CO_2, O_2 y N_2 = 22.435 Kg/Kg P.D.

Presión parcial $= \frac{1.322}{1.322+22.435} \times 638$ mm Hg = 35.50 mm Hg

A esta presión le corresponde una temperatura de rocío de 32°C y un calor de vaporización de 578.2 Kcal/Kg.

$$Q = 1.322 \frac{Kg}{Kg\ P.D.} \times 578.2 \frac{Kcal}{Kg} = 764.4 \frac{Kcal.}{Kg\ P.D.}$$

g) Sobrecalentamiento del vapor.

$$Cp\ H_2O = 8.22 + 0.0015\,(389) + 0.00000134\,(389)^2$$

$$= 8.22 + 0.583 + 0.203 = 9.006 \frac{Kcal}{Kg\ mol^\circ K}$$

$$= 9.006 \frac{Kcal}{Kg\ mol^\circ K} \frac{1}{\frac{18\ Kg}{Kg\ mol}} = 0.500 \frac{Kcal}{Kg^\circ K}$$

$$Q = 1.322 \frac{Kg}{Kg\ P.D.} \times 0.500 \frac{Kcal}{Kg^\circ K} (473.1-305)^\circ K = 108.16 \frac{Kcal}{Kg\ P.D.}$$

Resumiendo los calores de los gases a la salida del horno, se tiene:

Gases de combustión	1,620.980 Kcal/Kg P.D.
Entalpia	21.150
Calor de vaporización	764.400
Sobrecalentamiento vapor	108.160
	2,514.690 Kcal/Kg P.D.

Dado que se considera que el calor que tienen - los gases a la salida, es el calor que no toma el material que se encuentra en el horno (aun-

que este calor sea aprovechado posteriormente para el secado de loseta); el calor cedido por cada kilogramo de petróleo diáfano empleado - se encontrará de la siguiente manera:

$$11,090.24 - 2,514.690 = 8,575.55 \frac{Kcal}{Kg\ P.D.}$$

2. Determinación de los calores requeridos para el horneado y cálculo de las pérdidas de calor.

En lo que respecta a la determinación de colores requeridos para el horneado, y el cálculo de las pérdidas de calor, no se manifiesta ningún cambio con respecto a los resultados obtenidos para cuando se emplea gas L.P., ya - que no influye en ellos el tipo de combustible utilizado.

Por lo tanto, el calor requerido para operar el horno con petróleo diáfano es:

	Btu/h
Calor requerido para quemar los productos	201,027.00
Calor perdido por radiación y conducción	151,715.00
TOTAL	352,742.00 Btu/h

VI. DETERMINACION DE LAS CANTIDADES DE COMBUSTIBLE REQUERIDAS, TANTO PARA GAS L. P. COMO PARA PETROLEO DIAFANO

A. Cálculos para gas L. P.

Habiéndose calculado en el capítulo IV, el calor cedido por cada kilogramo de gas L. P. quemado y el calor total requerido por el horno, se tiene:

Calor requerido.

$$352,742 \frac{Btu}{h} \times 0.252 \frac{Kcal}{Btu} = 88,891 \text{ Kcal/h}$$

$$88,891 \frac{Kcal}{h} \times 24 \frac{h}{día} = 2,133,384 \text{ Kcal/día}$$

$$2,133,384 \frac{Kcal}{día} \times \frac{330 \text{ días}}{año} = 704,016,720 \text{ Kcal/año}$$

En lo referente al cálculo de la cantidad de combustible necesaria para satisfacer las necesidades de calor se tiene lo siguiente:

El calor cedido por cada Kg de gas L. P. quemado; el cual fue calculado en el capítulo IV es de 8,247.14 Kcal/Kg gas L. P. en base a lo cual, la cantidad de gas L. P. requerido será:

88, 891 Kcal/h x Kg gas L. P. /8247. 14 Kcal.

= 10. 80 Kg gas L. P. /h

= 259 Kg gas L. P. /día

= 85, 470 Kg gas L. P. /año

B. Cálculos para el Petróleo Diáfano

En lo que respecta al uso del petróleo diáfano, la cantidad de combustible requerida es la siguiente:

Dado que la cantidad de calor que el horno requiere para el quemado de la loseta es igual que en el caso del gas L. P., se tiene:

Necesidades de calor para el horno = 88, 891 Kcal/h
2, 133, 384 Kcal/día
704, 016, 720 Kcal/año

En base a lo cual; para cubrir los requerimientos de calor, empleando como combustible petróleo diáfano, se tendrá:

$$\text{Cantidad de P. D} = 88,891 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} \times \frac{\text{Kg petróleo diáfano}}{8,575.55 \text{ Kcal}}$$

$$= 10.3 \frac{\text{Kg P. D.}}{\text{h}} = 12.7 \frac{\text{l P. D.}}{\text{h}}$$

$$= 247 \frac{\text{Kg P. D.}}{\text{día}} = 305 \frac{\text{l P. D.}}{\text{Día}}$$

$$= 81,576 \frac{\text{Kg P. D.}}{\text{año}} = 100,711 \frac{\text{l P. D.}}{\text{año}}$$

Densidad del petróleo diáfano a 16°C = 0.81 g/cc*

* Dato proporcionado por Petróleos Mexicanos

VII. CALCULOS DEL SECADOR

Los cálculos del secador, servirán indistintamente ya sea para el empleo de gas L.P. como combustible, así como para el empleo de petróleo diáfano.

El cálculo del secador se dividirá en dos partes:

A) Condiciones a la entrada y salida del secador.

B) Calores necesarios para efectuar el secado, así como el cálculo de la humedad máxima a la que pueden entrar los productos al secador.

A) Condiciones a la entrada y salida del secador.

Se tomarán valores promedio para las condiciones óptimas de secado a que deberán someterse los productos, así como las temperaturas de aire a la entrada y salida del secador.

Debido a que el secado se efectúa a contracorriente, las condiciones de entrada del aire al secador se designarán por el subindice 1, y a la salida por el subindice 2.

Para todos los cálculos se adoptará la siguiente nomenclatura:

S = Peso de los productos secos (Kg / h)

Cp_s = Calor específico medio de los productos secos.

(0.224 cal/g °C)

W = Humedad base seca (Kg agua/Kg producto)

T = Temperatura de los productos (°F)

G = Peso del aire seco (lb/h)

t = Temperatura del aire (°F)

H = Humedades absolutas del aire (lb agua/lb a.s.)

s = Calor húmedo del aire (Btu/°F lb a.s.)

M = Peso de los carros (Kg/h)

La cantidad de material a secar viene siendo:

$$12,000 \frac{\text{losetas}}{\text{día}} \times 0.110 \frac{\text{Kg}}{\text{loseta}} \times 1.1 \text{ ef.} \times \frac{\text{día}}{16 \text{ h}} = 90 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

Lo cual siguiendo la nomenclatura adoptada:

$$S = 90 \times 0.94 = 84 \text{ Kg/h}$$

Lo anterior debido a que los productos a la salida no deberán contener más del 6% de humedad, base húmeda.

Puesto que la relación de humedad base seca, a humedad base húmeda es:

$$W_s = \frac{WH}{1 - WH}$$

Donde WH = Humedad base húmeda = 0.06, tendremos:

$$Ws_2 = \frac{0.06}{1 - 0.06} = 0.0638$$

$Cp_s = 0.224$ Kcal/Kg °C

La temperatura máxima a la que es conveniente calentar - los azulejos durante el secado es:

$T_2 = 150$ °F

G se desconoce

Temperatura máxima a la que entra el aire al secador = $t_2 = 392°$ F

$H_2 = 0.0067$ lb. agua/lb aire seco. Y es la humedad absoluta del aire a las condiciones promedio de entrada al - horno, que son como habíamos visto anteriormente:

Temperatura media promedio 16° C y una humedad relativa de 60%. Al someterse el aire a un calentamiento, cambia su temperatura mas no su humedad absoluta.

Por lo anterior resulta que:

$s = 0.0243$ Btu/°F x lb a.s.

Que viene siendo el calor húmedo del aire a las condiciones de entrada al secador.

S permanece constante durante todo el proceso, al igual que el C_{p_s}.

W_1 = Se desconoce.

T_1 = 61° F (Temperatura ambiente, que es la temperatura a la que entran los productos al secador.

t_1 = 140° F. (Es la temperatura promedio del aire a la salida del secador.

H_1 = 0.086 lb agua/ lb a.s. (Viene siendo la humedad absoluta correspondiente a una temperatura de bulbo seco de 140° F. y una humedad relativa de 90%; que son las condiciones aceptables a la salida del secador).

B. Calor necesario para efectuar el secado y humedad máxima a la que pueden entrar los productos al secador.

Las cantidades de calor necesarias para efectuar el secado son:

Q_1 = Calor sensible suministrado a los productos secos.

Q_2 = Calor sensible suministrado al agua no evaporada.

Q_3 = Calor sensible del agua evaporada, de la temperatura de entrada a la temperatura de evaporación.

Q_4 = Calor para evaporar el agua a la temperatura de evaporación.

Q_5 = Calor sensible del vapor de la temperatura de evaporación a la temperatura de salida, junto con el aire del secador.

Q_6 = Calor sensible del aire de la temperatura de entrada a la temperatura de salida. (Debido a que el aire es el que cede calor, este calor llevará signo negativo).

Q_7 = Pérdidas de calor a través de las paredes y techos del secador.

Desarrollando cada término tendremos que:

$$Q_1 = \frac{84\ Kg}{h} \times \frac{0.22\ Kcal}{Kg^\circ C}\ (150-61)^\circ F \times \frac{3.97\ Btu\ ^\circ C}{1.8\ Kcal\ ^\circ F}$$

Por lo tanto, el calor sensible suministrado a los productos secos es: 3,627 Btu/h

Calor sensible suministrado al agua no evaporada.

$$Q_2 = 84 \times 0.0638 \frac{Kg}{h} \times \frac{1\ Kcal}{Kg\ °C} \times (150-61)°F \times \frac{3.97\ Btu°C}{1.8\ Kcal°F}$$

$$Q_2 = 1,051 \quad Btu/h$$

Calor sensible del agua evaporada de la temperatura de entrada-
a la temperatura de evaporación:

$$Q_3 = 84\ (W_1 - 0.0638) \frac{Kg}{h} (*91-61)°F \times 1 \frac{K\cdot cal}{Kg°C} \times \frac{3.97\ Btu°C}{1.8\ Kcal°F}$$

$$Q_3 = 5,558\ (W_1 - 0.0638)\ Btu/h$$

* 91° F debido a que la temperatura de evaporación generalmente se toma igual a la temperatura de bulbo húmedo del aire.

Calor para evaporar el agua a la temperatura de evaporación:

FACULTAD DE QUIMICA - U.N.A.M. - BIBLIOTECA - D.E.P.

$$Q_4 = 84\ (W_1 - 0.0638) \frac{Kg}{Btu} \times 1042 \frac{Btu}{lb.} \times 2.2 \frac{lb.}{Kg.}$$

$$Q_4 = 192,561\ (W_1 - 0.0638)\ Btu/h$$

1042 es el calor latente de vaporización del agua a 91° F.

Calor sensible del vapor de la temperatura de vaporización
a la temperatura de salida:

$$Q_5 = 84\ (W_1 - 0.0638) \frac{Kg}{h} \times 1 \frac{Btu}{lb.\ °F} \times (140-91)°F \times 2.2 \frac{lb.}{Kg}$$

$$Q_5 = 9,055\ (W_1 - 0.0638)\ Btu/h$$

Calor sensible del aire de la temperatura de entrada a la temperatura de salida:

$$Q_6 = \frac{\text{lb aire seco}}{h} \; G \times \frac{0.0243 \text{ Btu}}{°F \text{ lb a.s.}} \times (140-392)°F$$

$$Q_6 = -6.123 \, G$$

Pérdidas de calor a través de las paredes y techo del se-- cador:

La temperatura interior del secador se considerará como- la media de las temperaturas medias de los extremos, o - sea:

$$\frac{\frac{392 + 150}{2} + \frac{140 + 61}{2}}{2} = 185.75°F$$

Sabiendo que la temperatura exterior es 61°F, que la super- ficie por la que se pierde el calor es 132 m^2 y además que -- las pérdidas de calor a través de una pared de ladrillo refrac- tario de 4.5" de espesor que será como la que en este caso -- se usó, es de:

$$0.73 \; \frac{\text{Btu}}{h \quad ft^2 \times \text{Diferencia de T en °F entre Sup. Int. y aire exterior.}}$$

Entonces tendremos que:

$$Q_7 = \frac{0.73 \text{ Btu}}{h \quad ft^2 \, °F} \times 132 \, m^2 \times 10.76 \, \frac{ft^2}{m^2} \times (185.75-61) \, °F$$

$$Q_7 = 129,345 \text{ Btu /h}$$

La suma de estos calores deberá ser igual o menor al calor contenido en el aire proveniente del horno.

Como ya quedó establecido anteriormente, aproximadamente la tercera parte del calor generado por la combustión en la zona de cocción, será conducida por un ducto para la operación del secador; es decir, que el calor aprovechado por el secador viene siendo:

$$352,742.00 \times 0.40 = 141,100 \text{ Btu /h}$$

Debido a que la distancia existente entre el horno y el secador es mínima, las pérdidas de calor por este concepto a -- través del ducto se considerarán nulas. Por lo tanto, y de acuerdo a los valores obtenidos anteriormente se tiene:

$$141,100 = 3,627 + 1051 + (W_1 - 0.0638)(5,558 + 192,561 + 9055) - 6.123 \, G + 129,345$$

Por otra parte, el agua perdida por los ductos, es igual -

a la cantidad de agua ganada por el aire, o sea:

$$G\ (H_2 - H_1) = S\ (W_1 - W_2)$$

donde $$G = \frac{S\ (W_1 - W_2)}{(H_2 - H_1)}$$

$$G = \frac{84\ (W_1 - 0.0638)\ Kg/h \times 2.2\ \frac{lb}{Kg}}{0.0067 - 0.086}$$

$$G = 2,144\ (W_1 - 0.0638)$$

Substituyendo este valor de "G" en la igualdad anterior - tendremos:

$$141,100 - 134,023 + 14,054.7 = 194,047\ W_1$$

$$21,131.7 = 194,047\ W_1$$

Resolviendo para W_1 :

$$W_1 = 0.11$$

Convirtiendo este valor a porcentaje de humedad en base húmeda, obtendremos:

$$W_H = \frac{Ws}{1-Ws} = \frac{0.11}{0.89} = 12.5\%$$

Esto quiere decir, que con la cantidad de calor de que se

dispone (141,100 Btu /h), la máxima humedad a la que pueden entrar las losetas al secador, para salir con el 6% de humedad deseado para ser introducidas al horno, es del - 12.5%, por lo tanto se considerará que las losetas deberán ser introducidas al secador con no más del 12% de humedad.

Substituyendo el valor encontrado para W_1 en la ecuación - siguiente, se tiene:

$$G = 2,144 \ (W_1 - 0.0638)$$

$$G = 2,144 \ (0.11 - 0.0638)$$

G = 99 lb de aire seco /h o sea el flujo de aire en - masa correspondiente.

VIII. MODIFICACIONES QUE IMPLICA EL CAMBIO DE COMBUSTIBLE

El hecho de substituir el gas L. P. por petróleos diáfano como - combustible, implica una serie de cambios y modificaciones en - el sistema de combustión del horno. Entre los cambios podemos enunciar:

a) Como se había mencionado anteriormente, en el caso de - emplear gas L. P., la mezcla aire-gas se lleva a cabo a la salida del quemador, es decir que no es necesaria la inyección de aire directamente a los quemadores. En el caso - de usar petróleo diáfano, lo anterior no es posible pues la mezcla aire-petróleo, se debe efectuar en el mismo quemador, es decir, se requiere el cambio de los 24 quemadores existentes en la zona de cocción, así como la adición de dos turbo-ventiladores de 5 H P para inyectar aire a los quemadores y así lograr una mezcla aire-combustible.

b) La planta operando con gas L. P., tiene como único medio de almacenamiento, un tanque de 5,000 l (aproximadamente 19 días de operación), sin embargo, ha habido ocasiones en que la planta ha tenido que parar por falta del suministro de combustible. Previendo esta circunstancia, y

con el fin de tener almacenamiento para 30 días de operación con petróleo diáfano, se deberá adquirir otro tanque con capacidad de 5,000 l.

c) Para el sistema de inyección de petróleo diáfano a los quemadores, se requiere de dos motores de 1/3 H P ; este sistema de inyección no se necesitaba con el uso de gas L. P., debido a la misma presión interna del combustible en el interior del tanque.

Con respecto a las modificaciones, tenemos la necesidad de muflar el horno en la zona de cocción; lo anterior vino como consecuencia de observar que las losetas al ser quemadas con petróleo diáfano presentaban manchas y agrietamientos, llegando a ser en muchos casos la ruptura total de la pieza; esto se le atribuye al hecho de que el petróleo diáfano al ser inyectado a una mayor presión a los quemadores, al salir de los mismos como flama y tocar el material lo fracturaba.

El muflado del horno, se realizará con material cerámico, utilizando el mismo personal de la planta; hecho por el cual no se considera que tenga repercusión económica considerable.

IX. ANALISIS DE COSTOS

En este capítulo se estimará la inversión necesaria para modificar el sistema de cocción de la loseta en el horno y las repercusiones involucradas que puedan intervenir en el costo de producción.

Dado que la finalidad del estudio es el de efectuar el cambio de combustible tratando de optimizar tanto la calidad como el costo del producto, se procederá a continuación a efectuar el análisis económico del proceso, dividiendo el capítulo en los siguientes puntos:

1. Materias primas, combustibles, energía eléctrica y empaque
2. Mano de obra y supervisión.
3. Inversión requerida por el cambio de combustible.
4. Análisis comparativo del costo de producción.

Desarrollando cada término, tendremos:

1) Materias primas, combustible, energía eléctrica y empaque.

Las materias primas utilizadas en la planta "Alta Mixteca" son:

A) Tierras arcillosas

B) Esmaltes

C) Aditivos del esmalte (goma CMC, supercil, bentonita, frita 139-200).

A. Tierras arcillosas.

Sabiendo que la capacidad instalada de la planta es -- de 12,000 losetas/día y que el peso de cada loseta es de aproximadamente 0.110 Kg, tendremos que:

12,000 losetas/día x 0.110 Kg/ loseta = 1,320 Kg/día.

La cantidad de arcilla después de haber sido amasada con agua que no pasa el tamiz, es de aproximadamente un 20% de la carga a la malaxadora.

1,320 x 1.20 = 1,584 Kg/día.

La merma que resulta de este tipo de proceso es del 23% aproximadamente *

1,584/0.77 = 2059 Kg.

Por lo anterior la cantidad de arcilla por día requerida es de 2.060 tons/día.

* Dato proporcionado en planta.

El tiempo requerido por la malaxadora para 1 ton. de carga es de 7 h, lo cual concuerda con el he--- cho de que este equipo únicamente es operado en los dos primeros turnos, con lo cual se obtiene la can-- tidad de arcilla requerdia para un día de proceso --- completo.

De las tres arcillas utilizadas como materia prima- (amarilla, negra y roja) las dos primeras se encuen tran en terrenos de la planta(teniendose para un tiem po de explotación de aproximadamente 50años), por - lo cual el costo es nulo y la tercera arcilla se encuen tra localizada en el río Tillo. Esta última arcilla re - presenta un 30% de la cantidad requerida, y tiene un - costo de 500 $/ton. (incluye flete), por lo que el costo total en este renglón viene siendo:

2 ton. x 0.30 x 500 $/ton. = 300 $/día.

B. Esmalte.

Por lo que se refiere a la cantidad de material que -- deberá ser esmaltado, se sabe que:

12,000 losetas/día x 0.110 Kg/loseta x330 días/año= 435,600 Kg/año. Y considerandose que únicamente se esmalta el 70%

representa 304.92 ton/año.

Por otra parte sabemos que para el tipo y tamaño de loseta obtenida en esta planta existen las siguientes - relaciones:

Peso del esmalte requerido	0.5284 Kg/m^2
Relación de superficie que se esmalta a volumen de las piezas	0.60 m^2/m^3
Densidad aparente de las piezas	120 Kg/m^3

Por todo lo anterior, la cantidad de esmalte requerida por día viene siendo:

304,920 Kg/año x 1 m^3/120 Kg x 0.6 m^2/m^3 x 0.5284 Kg/m^2

o sea:

805.60 Kg de esmalte/año

2.45 Kg de esmalte/día

La planta Alta Mixteca tiene como único proveedor de esmaltes a PROMACESA (Proveedora de Material Cerámico, S. A.) cuyos precios de venta fluctúan entre - $ 97.50 y 390 $/Kg; lo anterior dependiendo única y exclusivamente del color que sea. Como ejemplo de

lo anterior se tiene lo siguiente:

Color	$/Kg
Amarillo 440	172.50
Naranja 8106	97.50
Rojo 1875	210.00
Café obscuro 3105	102.05
Verde claro 2695	135.00
Negro	306.00
Rosa	270.00
Azul cobalto 202	390.00
Verde obscuro 3624	277.50
Café oro 10568	97.50

A diferencia de lo anteriormente expuesto, tenemos que el precio del blanco base es de 18.50 $/Kg, el cual representa aproximadamente el 80% de la cantidad diaria de esmalte requerido, esto es debido a que todos los colores de las figuras decorativas van sobre base blanca. Por lo cual los requerimientos diarios de esmalte vendrán siendo:

2.45 Kg/día x 0.80	1.96 Kg esmalte blanco/día
2.45 Kg/día x 0.20	0.49 Kg esmalte de color/día

y los costos de ellos serán:

1.96 Kg/día x 18.50 $/Kg = 36.26 $/día.

0.49 Kg esmalte color/día x 205.80 $/Kg = 100.84 $/día

Por lo tanto el costo total diario (promedio) del esmalte es:

100.842 + 36.26 = 137.10 $/día

Como se mencionó en el capítulo II, los aditivos utilizados en la preparación de esmaltes son: Goma C.M.C., bentonita, frita 139-200 y supercil, todos ellos en las siguientes proporciones promedio para todos los colores a excepción del blanco, rojo y naranja.

Aditivo	% Para una cantidad deseada
Frita 139 - 200	87
Bentonita	2
Supercil	7

De lo anterior, y sabiendo que se necesitan preparar 0.49 Kg de esmalte de color por día, la cantidad de aditivos requeridos es la siguiente:

$$\frac{0.49 \text{ Kg esmalte color}}{\text{día}} \times 0.87 = 0.4263 \text{ Kg } \frac{\text{Frita 139-200}}{\text{día}}$$

$$0.49 \text{ Kg/día} \times 0.07 = 0.0343 \text{ Kg } \frac{\text{Supercil}}{\text{día}}$$

$$0.49 \text{ Kg/día} \times 0.02 = 0.0098 \text{ Kg } \frac{\text{Bentonita}}{\text{día}}$$

Los precios de dichos aditivos son los siguientes:

Frita 139-200	17.50 $/Kg.
Supercil o arena sílica	1.85 $/Kg.
Bentonita	3.00 $/Kg.

Por lo consiguiente el costo de aditivos resulta ser de 7.55 $/día.

En lo referente al blanco-base, el único aditivo que utiliza es la bentonita (2% de la cantidad que se desea preparar), por lo que en costo representa 0.1178 $/día.

En lo referente a la goma C.M.C. ya hemos mencionado que su aportación en las formulaciones no deberá exceder de 6 cm^3 de goma preparada por lt. de suspensión de esmalte; y sabiendo que para su preparación se requieren 25 gr. para un litro de goma -

C. M. C.; consideramos insignificante su repercusión en los costos de producción y lo incluiremos en gastos imprevistos ya que el kilo de goma C. M. C. tiene un costo de 77.60 $/Kg.

En base a lo anterior el costo total de aditivos tanto para colores como para base-blanco resulta ser de $ 7.70 por día, y en conjunto el costo total por concepto de esmaltes es de:

137.10 + 7.70 = 144.80 $/día.

Resumiendo todas las materias primas el costo anual viene siendo:

Por concepto de arcillas	99,000 $/año
Por concepto de esmaltes y aditivos	47,784 $/año
	146,784 $/año
Imprevistos (10%)	14,678
TOTAL	161,462 $/año

Análisis del costo por concepto de combustible.

El combustible utilizado actualmente, como ya se ha mencionado anteriormente, es gas L. P., cuyo costo

es de 2.40 $/Kg y conociéndose la cantidad de combustible requerida, la cual fue determinada en el capítulo VI y que corresponde a:

$$11 \text{ Kg } \frac{\text{gas L.P.}}{\text{hr}} \quad \text{o bien} \quad 85,470 \text{ Kg } \frac{\text{gas L.P.}}{\text{año}}$$

Por lo cual el costo por este concepto representa:

$$85,470 \text{ Kg } \frac{\text{gas L.P.}}{\text{año}} \times \frac{\$\ 2.40}{\text{Kg gas L.P.}} = 205,128.00 \ \frac{\$}{\text{año}}$$

En lo referente al uso del petróleo diáfano como combustible, conociendo el costo del mismo que es de 0.55 $/l. y sabiendo que la cantidad requerida para satisfacer la demanda de un día es 305 l /día o bien 100,650 l /año, resulta que el costo anual por este combustible es:

$$100,650 \ \frac{\text{l}}{\text{año}} \times 0.55 \ \frac{\$}{\text{l}} = 55,358.00 \ \frac{\$}{\text{año}}$$

Como puede apreciarse, los costos de combustible con el cambio a petróleo diáfano, se ven reducidos en 150,000.00 $/año.

Análisis de costo por concepto de energía eléctrica

Para cuando el combustible utilizado en la planta es gas L.P., los motores requeridos son:

a) Motor para el molino de bolas (7.5 HP)

b) Motor de la malaxadora (3.5 HP)

c) Motor requerido por el ventilador para la zona - de enfriado del horno (3 HP)

d) Motores para introducir el material tanto al secador como al horno (2 motores de 1.5 HP)

Considerando el tiempo de operación de cada uno de ellos tendremos para:

a) $7.5 \text{ H P} \times 0.7475 \frac{\text{KW}}{\text{H P}} \times 7920 \frac{\text{h}}{\text{año}}$

o sean 44,401.50 K W h /año

b) $3.5 \text{ H P} \times 0.7475 \frac{\text{KW}}{\text{H P}} \times 5288 \frac{\text{h}}{\text{año}}$

o sean 13,834.73 K W h /año

c) $3 \text{ H P} \times 0.7475 \frac{\text{KW}}{\text{H P}} \times 7920 \frac{\text{h}}{\text{año}}$

o sean 17,760. K W h /año

y por último

d) $2 \times 1.5 \text{ H P} \times 0.7475 \frac{\text{KW}}{\text{H P}} \times 7920 \frac{\text{h}}{\text{año}}$

o sean 17,760.60 K.W. h /año

que en total vienen siendo 93,757.43 K.W. h /año que representado en costo es:

$$93,757.43 \frac{\text{KW hora}}{\text{año}} \times 0.40 \frac{\$}{\text{KW h}} = 37,503 \frac{\$}{\text{año}}$$

El cambio de combustible a petróleo diáfano, repercutiría en el consumo de energía, ya que se presenta la necesidad de introducir una serie de motores, los cuales son:

1) Un motor de 5 H P para operar el turbo-ventilador, el cual inyecta el aire a los quemadores.

2) Dos motores de 1/3 H P para operar las bombas que inyectan el petróleo a los quemadores, y por último

3) Un motor para extraer los gases del horno de 3 H P que en consumo de energía vienen representando:

1) $5\ HP \times 0.7475 \frac{KW}{HP} \times 7920 \frac{h}{año} = 29.601\ KW.\ h/año$

2) $2 \times 0.333\ H.P. \times 0.7475 \frac{KW}{HP} \times 7920 \frac{H}{año} = 3942.85\ KW\ H\ /año$

3) $3.\ H.P. \times 0.7475 \times 7920 \frac{h}{año} = 17,760 \frac{K\ W\ h}{año}$

En total son $51,303.85 \frac{K\ W\ h}{año}$

Que en costo representan

$51,303.85 \frac{K\ W\ h}{año} \times 0.40 \frac{\$}{KWh} = 20,521 \frac{\$}{año}$

De todo lo anterior se deduce que el costo de combustible repercute en un aumento en el costo de energía eléctrica, del orden de 20,521 $/año y que aunado al costo de los motores ya existentes de los cuales no se va a hacer ningún cambio, nos da un costo total de 58,024.00 $/año.

En lo que respecta a la cantidad de energía eléctrica consumida por concepto de alumbrado se tiene:

A) Para la nave de 40 x 15 m , en lo cual se efectúan las operaciones de molienda, mezclado y prensado de las losetas 5 KW/h .

B) Para la nave de 60 x 15 m en la cual se encuentran el secador, horno y el área de decorado y esmaltado, se requieren 7 KW/h .

Es decir, el alumbrado que demanda la planta en sí es 12 KW/h que en costo representa:

$$\frac{12\ KW}{h} \times \frac{0.40\ \$}{K.W.} \times \frac{24\ h}{día} \times \frac{360\ días}{año} = 41,472\ \$/año$$

Costos por concepto de empaque.

Ya frío el material que sale del horno, es empacado en cajas de cartón corrugado, con capacidad para 60 losetas (4 pilas de 15 losetas c/u).

El costo por caja de cartón corrugado, es de - $ 1.20, por lo cual para empacar 12,000 losetas diarias, se requieren 200 cajas que representan un costo de $ 240/día o sean 79,200 $/año.

2. Mano de obra y supervisión.

a) A continuación se presenta un cuadro, el cual muestra el personal obrero que trabaja en la planta, indicando también el salario de cada uno de ellos:

Area de Trabajo	No. de personas/Turno	Pesos/Turno
Molino	1	105.15
Báscula	1	97.10
Cribado y mezclado	1	97.10
Malaxadora	1	97.10
Tamizado	1	97.10
Prensa y corte	4 (97.10)	388.40
Almacenamiento para secado natural	2 (97.10)	194.20
Secador (operador)	1	105.15
(ayudante)	1	97.10
Preparación, pintura y barnices	1	115.40
Horno (operador)	1	105.15
(ayudante)	1	97.10
Decorado y empaque	7 (97.10)	679.70
	23	2,275.75

El costo de la mano de obra se verá incrementado al doble ya que la planta trabaja todos sus procesos durante el segundo turno, por lo que se tiene:

$ 2,275.75 x 2 = $ 4,551.50

Durante el tercer turno únicamente se trabaja el horno y el molino por lo que el personal que labora en este turno es el siguiente:

Operador horno	1	105.15
Ayudante operador	1	97.10
Molinero	1	105.15
Acarreador material	1	97.10
TOTAL	4	404.50

Resumiendo los costos de operación en lo que respecta a la mano de obra se tiene:

Primer Turno	$ 2,275.75
Segundo Turno	$ 2,275.75
Tercer Turno	$ 404.50
TOTAL	$ 4,956.00

Dado que el cálculo involubra también el pago del séptimo día, el análisis se hará en base a una semana de labores.

4,956 $/día x 7 días/semana = 34,692 $/semana.

El costo de mano de obra se ve incrementado en un 35% - por concepto de préstaciones, por lo que se tiene:

34,692 $/semana x 1.35 = 46,835 $/semana
= 6,690 $/día.

b) Con respecto a la supervisión se considerará un supervisor tanto para el primero como para el segundo turno, lo cual implica un sueldo de $ 5,500.00 mensuales para cada uno, por lo que se tiene:

$ 5,500.00 mensuales x 2 = $ 11,000.00/mes
= $ 366.67/día

Costo mano de obra y supervisión:

6,690 + 366.70 = $ 7056.7/día = $ 25,575,696/año.

3. Inversión requerida por el cambio de combustible.

El cambio de gas L.P. a petróleo diáfano como medio de

combustión en la planta "Alta Mixteca", implica una serie de modificaciones, las cuales fueron enumeradas en el Capítulo VIII. Así mismo, estas modificaciones en algunos casos ocasionan inversión como es la adquisición de:

Concepto	
Un tanque de lámina # 10, con capacidad de 5,000 lts. p/Petróleo diáfano	20,000
Bases para dicho tanque	3,680
Circuito de 24 quemadores	53,760
Un turbo ventilador de 5 H P inyectar aire a los quemadores	26,240
con motores de 1/3 H P	9,920
Dos bombas para inyectar petróleo	
TOTAL	113,600

Los precios anteriores están basados en la cotización presentada por Carlos Sánchez Torres. Construcción de Maquinaria y Herrería.

4. Análisis comparativo del costo de producción.

A continuación se muestra un cuadro comparativo del costo de producción para losetas tipo talavera utilizando:

1o. gas L. P. como combustible

2o. petróleo diáfano como combustible

Cuadro Comparativo del costo de producción.

	Concepto	Combustible Gas L. P. $/ año	Combustible Petróleo Diáfano $/ año
A)	Materias Primas	161, 462	161, 462
B)	Combustible	205, 128	55, 358
C)	Energía Eléctrica	78, 975	99, 496
D)	Empaque	79, 200	79, 200
E)	Mano de Obra y Supervisión	2, 575, 696	2, 575, 696
Costo anual de operación		3, 100, 461	2, 971, 212

Siendo la capacidad de la planta 12,000 losetas/día, y considerando 330 días de operación por año, la producción anual es de 3, 960, 000 losetas, por lo cual representan un costo de producción de 0. 80 $/ loseta empleando gas L. P. como medio de combustión y 0. 75 $/loseta utilizando Petróleo Diáfano. Representando estos costos un ahorro anual de $ 129, 250. 00.

Lo anteriormente expuesto, significa que al efectuarse el cambio de gas L. P. por petróleo diáfano, en un año de producción se recupe-

raría la inversión requerida para efectuar las modificaciones que implica el cambio del sistema de combustión de la planta.

X. CONCUSIONES Y RECOMENDACIONES

El análisis de este estudio permite concluir de cada uno de los capítulos lo siguiente :

1.- La importancia fundamental que tiene el horno túnel en - los procesos cerámicos, presentando las siguientes ven_ tajas.

a) Las diferentes partes del horno, con excepción de los carros, está siempre a una temperatura unifor_ me , por lo que con un diseño adecuado la destruc_ ción de las losetas en el horno es mínima.

b) Debido a la sección transversal relativamente peque_ ña, el calor puede penetrar al centro rápidamente, lo cual permite una cocción más rápida que la que podría lograrse en un horno intermitente.

c) El horno túnel operado correctamente economiza bas_ tante combustible .

2.- Con respecto al estudio de evaluación de arcillas, que se - efectuó a cinco diferentes mezclas de ellas; se concluye que la mezcla No. 1 consituida por 35% de arcilla amarilla, --

35% de negra y 30% de arcilla roja, es la más conve_ niente para ser utilizada en la planta "Alta Mixteca, S. A."; dado que contiene los agregados recomendados para la - buena elaboración de azulejos, además de que tanto la arcilla amarilla como la negra se encuentran localizadas en terrenos de la planta.

3.- El cambio del sistema de combustión de gas L.P. a pe_ tróleo díafano ; no altera las cantidades de calor reque_ rido para la cocción de los productos, ni se modifican las pérdidas de calor a través de las paredes del horno.

4.- En lo que respecta a las cantidades de combustible re - queridas; estas se ven afectadas con el cambio del siste_ ma de combustión de la siguiente forma.

Cantidad de combustible requerido.

Kg gas L.P./día	259
Kg petróleo diáfano/día	247

5.- Los cálculos del secador permite concluir; que la máxima humedad a la que pueden entrar los productos al secador, para salir con el 6% de humedad deseada, es del 12%.

6.- El cambio en el sistema de combustión de gas L.P. a petróleo diáfano, implica las siguientes modificaciones:

a) Se requiere el cambio de los 24 quemadores existentes en la zona de cocción.

b) Adición de un turbo-ventilador, para inyectar aire a los quemadores.

c) Adquisición de un tanque con capacidad de 5,000 l para almacenamiento de petróleo diáfano.

d) Adquisición del sistema de inyección de petróleo diáfano a los quemadores.

c) En lo que respecta a las modificaciones ,se tiene la necesidad de muflar el horno.

7.- Del análisis de costos de producción se deduce:

Cuadro comparativo del costo de producción

	Concepto	Comb. gas L.P. $ / año	Comb. p.d. $/año
a)	Materias Primas	161,462	161,462
b)	Combustible	205,128	55,358
c)	Energía eléctrica	78,975	99,496
d)	Empaque	79,200	79,200
c)	Mano de obra y supervisión	2,575,696	2,575,696

Representando lo anterior , uno costo anual de producción de $3,100,461.00 para gas L.P. y $2,971,212.00 para petróleo diáfano; significando estos costos, un ahorro de --- $ 129,250.00 anuales para cuando la planta esté operando con petróleo diáfano.

8.- El cambio de combustible de gas L.P. a petróleo diáfano, presenta las siguientes ventajas.

a) Al reducir el costo de producción automáticamente aumenta el porcentaje de utilidad, ó bien se puede reducir el precio de venta , resultando de esta forma ser más competitivo en el mercado.

b) Se elimina el problema de suministro, dado que el petróleo diáfano a diferencia del gas L.P. no presenta este tipo de problema; repercutiendo este directamente en la economía de la planta, ya que se eliminan los paros por falta de combustible, los - cuales resultan ser muy costosos, ya que el llevar al horno a la temperatura de cocción (1050°C) y estabilizar dicha temperatura , tarda aproximadamente 36 horas.

c) El cambio de combustible no repercute en los requerimientos de mano de obra.

d) La calidad y acabado de las losetas, no se ven afectados al ser quemadas con petróleo diáfano.

e) La inversión requerida para el cambio del sistema de combustión, es recuperable a un año de operación de la planta con petróleo diáfano.

9.- Dadas las ventajas que presenta este combustible, se recomienda el cambio del sistema de combustión de gas L.P. a petróleo diáfano del horno túnel de la planta "Alta Mixteca, S.A."

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

1. PERRY, J. H. "Manual del Ingeniero Químico" UTEHA. México 1974. Pag 339 Vol. I.

2. PERRY, J. H. "Manual del Ingeniero Químico" UTEHA. México 1974. Pag. 279.

3. TRINKS y MAWHINNEY. "Hornos Industriales" URMO, S. A. España 1975. Pag. 137 Vol. I.

4. SELMEC "Manual de datos técnicos" Sociedad Electromecánica, S. A. de C. V. Novena edición. México. Pag. 65.

5. HOPE, P. "Materias Primas Industriales". Vol. II Ed. - Ciencias Químicas. Tacuba, D. F. 1951.

6. SORDO, G. C. "Arcillas y sus Propiedades Características en la Industria Cerámica". Tesis. México, D. F. 1942.

7. WILSON, H. "Ceramics. Clay Technology" Industrial - Publications, Inc. Chicago 1946.

8. HOUGEN, O. A. and KENNETH M. WATSON. "Chemical Process Principles". John Wiley & Sons, Inc. New York. 1947.