



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

Proyecto de las Redes de Distribución de Combustibles para la Planta de Estufas y Refrigeradores Nacionales S. A.

92

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A N
Arturo Espinosa Durán
Vicente Ramón Martínez Gebbia
México, D. F. 1974



Universidad Nacional
Autónoma de México



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.

CLAS. Tesis
BO. 1974
FECHA 1974
PROC. H-7-88 87



QUIMICA

PRESIDENTE: VLADIMIR ESTIVIL RIERA.
VOCAL: JOSE E. GALINDO FUENTES.
SECRETARIO: I.Q. ARTURO LOPEZ TORRES.
1er. SUPLENTE: ENRIQUE JIMENEZ RUIZ.
2o. SUPLENTE: JOSE LANDEROS ORTIZ.

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:
BIBLIOTECA DE LA FACULTAD DE QUIMICA.

SUSTENTANTE: ESPINOSA DURAN ARTURO.

FIRMA:



SUSTENTANTE: MARTINEZ GEBBIA VICENTE RAMON.

FIRMA:



ASESOR DEL TEMA: I.Q. ARTURO LOPEZ TORRES.

FIRMA:



A mis padres:

ING. ARMANDO ESPINOSA G.
SEA. MARTHA D. DE ESPINOSA.

Con infinito agradecimiento
por haberme brindado todo -
su cariño y apoyo, hasta al
canzar una a una las metas-
trazadas.

A mis hermanos:

ARMANDO
ALEJANDRO
ROSA MARTHA
LETICIA

Con inmenso cariño.

A mi tío:

SR. JORGE ESPINOSA G.

A mi familia

Con agradecimiento y gratitud.

A mi esposa:

SRA. Ma. CARLOTA GUTIERREZ

Porque su amor, comprensión
y cariño, son y serán un a-
liciente para toda mi vida.

ARTURO.

CON INMENSO CARIÑO

PARA MI MADRE

Ma. DE JESUS G. VDA. DE MARTINEZ.

COMO UN TESTIMONIO, POR TODO LO QUE ME HA DADO.

VICENTE RAMON.

A NUESTRA QUERIDA FACULTAD

A NUESTROS MAESTROS

A NUESTROS COMPAÑEROS Y AMIGOS

Al Ingeniero: ARTURO LOPEZ TORRES

Por la colaboración y amistad que nos brinda.

ARTURO

VICENTE RAMON

INDICE DE CAPITULOS

	INTRODUCCION	1
CAP. I.	GENERALIDADES DE COMBUSTION	2
CAP. II.	SELECCION DE COMBUSTIBLE A USAR Y - COMBUSTIBLES SUSTITUTOS.....	8
CAP. III.	DESCRIPCION DE LOS CENTROS DE CONSUMO Y CALCULO DE LAS NECESIDADES CALORIFI CAS	17
CAP. IV.	CALCULO DE LAS REDES DE COMBUSTIBLES	25
CAP. V.	DESCRIPCION DE SISTEMAS Y APARATOS DE CONTROL Y SEGURIDAD	47
CAP. VI.	DESALOJO DE GASES DE COMBUSTION	52
CAP. VII.	ESPECIFICACION DE MATERIALES Y NORMAS DE CONSTRUCCION	65
CAP. VIII.	ESTUDIO ECONOMICO: MATERIAL Y MANO DE OBRA PARA LAS INSTALACIONES	68
	CONCLUSIONES	89
	BIBLIOGRAFIA.....-	97

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

En vista de la actual situación por la cual atraviesa nuestro país con respecto a la crisis de los energéticos, se hace indispensable — efectuar un estudio para determinar los factores que afecten el uso de los combustibles y de su resultado se obtendrá el ó los tipos de combustible que se deben emplear para satisfacer las necesidades técnico-económicas de cada planta dependiendo de la zona donde se localice.

En la planta que sirvió de base a esta tesis se propone la instalación de un sistema de combustible, tanto de uso diario, como de sustituto, con el fin de emplearlo en los diversos procesos que allí tienen lugar.

Es la finalidad de la presente tesis efectuar el estudio técnico-económico de tres de los combustibles de mayor empleo en nuestro país: Diesel, Gas Natural y Gas L.P. y aplicarlo a un caso práctico como — existirá en la planta de Estufas y Refrigeradores.

Esta planta se encontraría ubicada en el corredor industrial entre las ciudades de Celaya y Salamanca, muy cerca de la refinería de Salamanca, por lo cual no tendría problema de abastecimiento de ninguno de los tres combustibles antes mencionados, esta razón es una de las principales por las cuales la planta se instalará en esa zona.

Al no haber problema de abastecimiento de combustible, se tendrá que estudiar con mayor detenimiento las ventajas y desventajas que — presentan los combustibles para llegar a una solución satisfactoria.

CAPITULO I
GENERALIDADES DE COMBUSTION.

ELEMENTOS DE COMBUSTION.

La combustión es la combinación del oxígeno con combustible dando - como resultado una liberación de energía térmica.

En el aire encontramos una proporción del 21% de oxígeno y un 79% - de nitrógeno.

La mayoría de los combustibles contienen carbón, hidrógeno y en algunas ocasiones azufre, como una simplificación, podemos decir que la - combustión consiste en las siguientes tres reacciones:

Carbón + Oxígeno \longrightarrow bióxido de carbono + calor

Hidrógeno + Oxígeno \longrightarrow vapor de agua + calor

Azufre + Oxígeno \longrightarrow bióxido de azufre + calor

Los productos de la combustión no son otra cosa que la combinación de elementos en proporciones fijas, por ejemplo una molécula de bióxido de carbono contiene un átomo de carbón más dos átomos de oxígeno, una molécula de vapor de agua contiene dos átomos de hidrógeno, más un átomo de oxígeno.

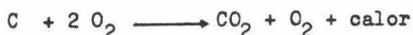
Es claro que se cumple la ley de la conservación de la energía: "la - energía no se crea ni se destruye, en un proceso de combustión, y que el calor generado en la reacción es meramente un exceso de energía en el - cual las nuevas moléculas formadas liberan ese contenido de energía interna debido al nuevo arreglo que presentan".

COMBUSTION PERFECTA.

La combustión perfecta se obtiene por el mezclado e ignición de las proporciones correctas de combustible y oxígeno.

Si se suministra demasiado oxígeno (aire), se dice que la mezcla es

"pobre" y la flama es "oxidante", como resultado se tiene que la flama tenderá a ser corta y clara. El exceso de oxígeno no tomará parte en el proceso. Por ejemplo, si cuatro átomos de oxígeno (en lugar de dos) son mezclados con un átomo de carbono, dos átomos de oxígeno no tomarán parte de la reacción.



Si se agrega demasiado combustible, (no hay suficiente oxígeno), se dice que la mezcla es rica y que la flama es "reductora", esto producirá una flama alargada y algunas veces "humeante". Comunmente a esto se le llama "combustión incompleta", por ejemplo si tenemos dos átomos de carbono (en lugar de uno), con dos átomos de oxígeno, los átomos de carbono se pondrán combinar con los de oxígeno pero no será suficientes para formar bióxido de carbono, en su lugar se puede formar monóxido de carbono (CO) el cual puede oxidarse hasta formar bióxido de carbono si se le da más oxígeno.



De aquí que para una combustión perfecta si bien es cierto se necesitan las proporciones adecuadas, también debe cuidarse un perfecto mezclado, pues puede suceder mientras que una parte de la flama es rica en oxígeno la otra puede permanecer pobre.

El oxígeno suministrado usualmente viene del aire, puesto que el aire contiene una gran cantidad de nitrógeno, esto requiere una mucha mayor cantidad de aire, que si se suministra puro oxígeno, de hecho por cada libra de oxígeno requerido, 4.32 libras de aire serán suministradas, de otra manera por cada pie cúbico de oxígeno requerido -

se suministraran 4.78 pies cúbicos de aire.

El Nitrógeno del aire no toma parte en la combustión, por lo que - dicho inerte, absorbe parte de calor liberado en la combustión, ésto dá como resultado temperaturas de flama más bajas que si se empleara en su lugar puro oxígeno. Se entiende como aire primario aquél aire que es mezclado directamente con el combustible en el quemador y como aire secundario aquél aire que está alrededor del quemador y que es introducido a través de aberturas en la pared del horno.

El carbón, hidrógeno y azufre son quemados en sus formas puras, la mayoría de los combustibles son mezclados de compuestos químicos llamados "hidrocarburos", cuando éstos se queman, producen finalmente bióxido de carbono y vapor de agua, a menos que del oxígeno no sea suficiente entonces tendremos la formación de monóxido de carbono, hidrógeno, - hidrocarburos y carbón libre.

Por eso una buena combustión requiere:

- a) Correcta proporción de combustible y aire.
- b) Un mezclado enérgico de combustible y aire.
- c) Una sostenida ignición de la mezcla.

Por este motivo los combustibles líquidos son evaporados y los vapores resultantes son quemados como gases. La atomización de los líquidos acelera el proceso de evaporación, debido a las finas partículas de líquido producidas, las cuales ofrecen una amplia superficie de evaporación. El calor de la flama adyacente, en ocasiones causa el "cracking"- del combustible antes de que sea evaporado, éste cracking produce hidrocarburos más ligeros, los cuales se queman como gas; los hidrocarburos- más pesados, al quemarse, nos darán una flama amarilla luminosa.

La ignición es acompañada de una rápida reacción de oxidación, debido a una fuente externa de calor, hasta que la reacción por sí misma- genera el suficiente calor hacia sus alrededores, de tal manera que la

ignición continua sin necesidad de la fuente externa. La temperatura más -
baja a la cual esto es posible se llama "temperatura de ignición" de la —
mezcla aire-combustible.

Nótese que un uso excesivo de aire puede enfriar algunas partes de la
zona de combustión abajo de la temperatura de ignición de tal manera que -
el combustible no se quema. De aquí que es posible tener combustiones in -
completas ya sea con mezclas pobres o mezclas ricas.

Temperaturas de Flama: Bajo ciertas condiciones particularmente a al -
tas temperaturas un fenómeno conocido como disociación sucede, la disocia -
ción es simplemente la reacción reversible de la combustión, esto es el —
rompimiento de los productos de combustión en combustible y oxígeno. Este
proceso absorbe el calor que originalmente es liberado en la combustión.

Por ejemplo:



y



Este proceso reversible se lleva a una temperatura cercana a la tem -
peratura de equilibrio (en la vecindad de 3400° F a 3800° F para la mayoría
de los combustibles) la cual ha sido designada como temperatura de flama.

La temperatura de flama actual es la temperatura de flama menos el -
calor transferido a los alrededores.

AIRE DE COMBUSTION REQUERIDO.

Combustibles Gaseosos. La cantidad de aire requerida para una combus -
tión perfecta de un pie cúbico de cualquier combustible gaseoso está dada
por la siguiente ecuación:

$$(A) \frac{\text{ft}^3 \text{ aire}}{\text{ft}^3 \text{ combustible}} = \% \text{ CH}_4 \times 0.0956 + \% \text{ C}_2\text{H}_6 \times 0.1675 + \\ \% \text{ C}_3\text{H}_8 \times 0.239 + \% \text{ C}_4\text{H}_{10} \times 0.311 + \% \text{ H}_2 \times 0.0239 \\ + \% \text{ CO} \times 0.0239 - \% \text{ O}_2 \times 0.0478$$

Donde todos los porcentajes son porcentos en volúmen. Los inertes son ignorados puesto que no afectan la cantidad de aire requerida para la combustión. En la ecuación (A) los volúmenes de aire y gas deben ser medidos a 60°F y a una presión de 29.92 pulgadas de mercurio. Si alguna diferencia entre la temperatura o la presión del aire y del gas, deben hacerse las siguientes correcciones:

$$(B) \text{ Volumen a } T_2 = \text{ Volumen a } T_1 \frac{T_2 \text{ } ^\circ\text{F} + 460}{T_1 \text{ } ^\circ\text{F} + 460}$$

$$(C) \text{ Volumen a } P_2 = \text{ Volumen a } P_1 \frac{P_1 \text{ en psig} + 14.7}{P_2 \text{ en psig} + 14.7}$$

COMBUSTIBLES LIQUIDOS.

La cantidad de aire requerida para la combustión perfecta de una libra de cualquier combustible líquido está dada por la ecuación:

$$(D) \frac{\text{ft}^3 \text{ aire}}{\text{lb combustible}} = \% \text{ C} \times 1.514 + \% \text{ H} \times 4.54 + \% \text{ S} \times 0.568 - \% \text{ O} \times 0.568$$

Donde todos los porcentajes son porcentajes en peso. Los pies cúbicos de aire obtenidos de la ecuación (D), deben ser medidos a 60°F y 29.92 pulgs. de mercurio.

Para otras temperaturas y presiones aplicar las correcciones establecidas en las ecuaciones (B), (C).

Todos los datos arriba mencionados son considerando la cantidad de -

aire necesaria para una combustión perfecta. En algunos casos es deseable quemar combustibles con una deficiencia de aire para obtener una atmósfera reductora. En otros casos un exceso de aire es intencionalmente usado, esta condición es conocida como por ciento de exceso de aire.

C A P I T U L O I I

SELECCION DEL COMBUSTIBLE A USAR Y COMBUSTIBLES SUSTITUTOS.

El presente capítulo tiene como objeto analizar las ventajas y desventajas que presentan cada uno de los combustibles en estudio:

- Gas natural
- Gas L.P.
- Diesel

GENERALIDADES.

GAS NATURAL: El gas natural es una mezcla de hidrocarburos y gases inertes, encontrándose en formaciones porosas debajo de la corteza terrestre; una de las teorías sobre la formación del gas natural, establece que éste se formó por fermentación y descomposición de la materia orgánica a diversas condiciones de presión y temperatura.

Se cree también que ésta descomposición debió ser en condiciones anaerobias, es decir de forma que la materia orgánica no se destruyó completamente durante los procesos, de litificación y sedimentación; también es de suponerse la emigración del gas de la roca madre productiva, a una roca adecuada para su almacenamiento. Estas rocas recipientes constan normalmente de areniscas, calizas y dolomitas, todas con una característica común: el ser permeables, de forma que el fluido que contienen, puede pasar a través de ellas posibilitando así la extracción del gas.

El gas natural encontrado en depósitos especiales como se describió, se encuentra unas veces con agua y condensables (gasolina natural) y otras veces con aceite y agua salada; en el primer tipo, como generalmente la presión es elevada (de 3000 a 4000 lb/plg² manométricas), todo el producto se encuentra en estado líquido.

El gas natural extraído y conducido a plantas en donde se regula presión y se procesa para separarle por medio de compresión y enfriamiento todos los condensables y dejarlo libre de impurezas, de tal manera que después de tener un gas natural a la entrada de las plantas con la siguiente composición: Hexano, vapor de agua, CO_2 , H_2S , Helio, se llega a sacar de las torres de absorción, gas natural con la siguiente composición comercial: Metano con 80% al 83% y con un menor porcentaje de etano, propano, butano normal, isobutano, pentano normal, isopentano.

GAS L . P .: Este gas obtenido del petróleo puede ser embotellado, tal como el butano. Estos gases se licuan a temperatura ambiente normal (21°C) a presiones de 125 lb/plg^2 ($8,75 \text{ Kg/cm}^2$) y 30 lb/plg^2 (2.1 kg/cm^2) respectivamente, y se venden en botellas o camiones cisterna, en forma líquida aproximadamente a estas presiones. El propano líquido se vende principalmente para uso industrial y el butano para uso doméstico, por lo que aquí hablaremos solamente del propano.

ORIGEN. Se extrae de las siguientes fuentes:

- 1.-Gas natural de los pozos petroleros.
- 2.-Gases de refinería.

COMPOSICION: El propano comercial está compuesto principalmente de hidrocarburos C_3 (propano y propileno si se obtiene a partir de gases de refinería), con menos de 5% de hidrocarburos C_2 y menos de 10% de hidrocarburos C_4 .

La especificación del gas licuado, generalmente incluye límites de presión de vapor, residuos pesados y azufre total (menor de 0.02%). Los gases se venden exentos de H_2S y H_2O , pero puede añadirse trozos de sulfuros orgánicos (mercaptanos) de olor desagradable, a fin de facilitar la detección de fugas.

PROPIEDADES RESUMIDAS DEL PROPANO COMERCIAL.

Punto de ebullición normal	-41.7°C
Presión de vapor, a 21.5°C (70°F)	125 lb/plg ²
Presión de vapor a 37.8°C (100°F)	220 lb/plg ²
Densidad relativa, estado líquido a 15.6°C	0.5
Densidad relativa, estado gas (aire = 1)	1.5
Poder calorífico del gas (P y T.S)	22250 Kcal/m ³
Poder calorífico del gas	11960 Kcal/Kg
Calor latente en el punto de ebullición normal.	103 Kcal/Kg
Calor latente en el punto de ebullición normal	51 Kcal/lt
Límites de inflamabilidad (% de gas en mezcla-aire/gas)	2 a 9.5
Aire teórico para la combustión (m ³ aire/m ³ gas)	23
Temperatura de ignición	499°C
Temperatura máxima de la llama en el aire.	1930°C

COMBUSTIBLE DIESEL:

Son compuestos de hidrocarburos destilados del petróleo que hierven en un campo de temperaturas de 204°C a 370°C (400°F a 700°F) y tiene las siguientes características.

A) ZONA DE EBULLICION.- El punto inicial de ebullición puede ser tan bajo como 140°C (284°F), pero el punto de destilación del 50% no debe ser superior a 300°C (570°F).

B) DENSIDAD RELATIVA.- Como éste combustible se vende por volumen, un aumento de densidad hace mayor la cantidad de calor adquirido por litro. La medida en que es permisible este aumento de densidad, depende del número de cetano del combustible, ya que un aumento de densidad significa también una disminución del contenido paraffnico.

C) NUMERO DE CETANO.- Este se utiliza para indicar la calidad de un

combustible líquido.

El hidrocarburo de cadena recta cetano $C_{16}H_{34}$ es quizá el mejor — combustible diesel para alta velocidad que se conoce, y tiene asignado el número 100.

Los combustibles aromáticos son combustibles diesel de baja calidad y se asigna un valor de cero al hidrocarburo aromático alfa-metilnaftaleno.

El número de cetano de un aceite diesel es el porcentaje en volumen de cetano, en una mezcla de cetano/alfa-metil-naftaleno que se comporta — de igual forma en la ignición por compresión que el combustible.

Otro procedimiento para expresar la calidad de los combustibles — diesel, es por medio del empleo del Índice Diesel que no precisa la utilización de un motor de ensayo.

$$\text{Índice Diesel} = \text{punto de anilina en } ^\circ\text{F} \times \frac{\text{densidad API}}{100}$$

Esta prueba solo puede emplearse como una orientación aproximada de los números de cetano y no es aplicable a combustibles que contengan aditivos mejoradores en la calidad de ignición.

El punto de anilina se define como la temperatura mas baja a la cual el producto es completamente miscible con un volumen igual de anilina. Para un aceite Diesel de buena calidad el punto de anilina es mayor de 21°C .

$$\text{Densidad A P I} = \frac{141.5}{\text{Dens. relativa a } 15.6^\circ\text{C}} - 131.5$$

Algunas especificaciones para combustible Diesel de uso Industrial-
son:

Densidad relativa a 15.6°C	0.835 a 0.935
Viscosidad a 50°C	36 max. CS.
Temperatura de ignición	66 min. $^\circ\text{C}$

Residuo carbono, Conradson % peso	0.2 a 1.5 max.
Agua % Vol.	0.05 a 0.5 max.
Sedimentos % peso	0.01 a 0.1 max.
Cenizas % peso	0.01 max.
Temperatura de atomización	ambiente a 70°C.
Poder calorífico	100000 a 10900 Kcal/Kg
COSTO DE LOS COMBUSTIBLES.	

A continuación se presenta una tabla de costos de los combustibles.

Combustible	Poder Calorif.	Unidad	Cantidad (+)	\$/UNIT.	\$/MMBTU	DIF. vs G.N. \$/MMBTU.
GAS L.P.	45 099	BTU/Kg	22.30 Kg	1.05	23.42	18.31
DIESEL	36 740	BTU/l	27.30 l	0.42	12.83	7.72
GAS NATURAL	35 317	BTU/m ³	28.40 m ³	0.18	5.11	—

Los datos de los precios de los combustibles se obtuvieron directamente con diversas industrias que los usan en el presente año.

(+) Cantidad necesaria de combustible para obtener MMBTU (un millón de BTU).

Como puede observarse en la tabla anterior, la diferencia existente en precio por cada millón de BTU, comparando el gas natural con los otros combustibles es de :

- a) 7.72 \$/MMBTU a favor del gas natural comparado con el Diesel.
- b) 18.31 \$/MMBTU a favor del gas natural comparado con el gas licuado.

3.- DISCUSION SOBRE LAS PROPIEDADES FISICAS DE LOS COMBUSTIBLES.

3.1.- DENSIDAD. El gas natural debido a su baja densidad 0.55 con —

respecto al aire, tiene una tendencia natural a difundirse inmediatamente en la atmósfera, no siendo posible su acumulación en áreas libres o aún en recintos semicerrados o poco ventilados; lo cual no sucede con el gas L.P. que tiene una densidad de 1.542 con respecto al aire; además el gas natural forma mezclas explosivas con el aire, cuando su concentración en éste cae entre el 5 y 15% en volúmen, mientras el gas licuado (L.P.), forma mezclas explosivas a concentraciones menores del 2 al 10%.

3.2.- INFLAMABILIDAD.- Los límites de inflamabilidad de estos hidrocarburos son bastante diferentes, el gas natural para su ignición requiere una temperatura de 705°C (1300°C F), y el gas licuado L.P. requiere una temperatura de 465°C (871°C F).

También es muy significativo para su manejo, a grado tal que el gas natural no es posible hacerlo arder mediante un cigarro encendido, una chispa de pedernal o de diferentes metales y aún con pequeñas chispas eléctricas en cambio por estos medios se puede hacer arder el gas licuado L.P.

3.3.- TEMPERATURAS Y PRESIONES CRITICAS.

Otra de las características que definen el manejo de los combustibles son las temperaturas y presiones críticas. Para manejar el gas natural en fase líquida a presión atmosférica, se requiere una temperatura de 125°C (-258°C F), en cambio el gas licuado (L.P.) se maneja líquido a temperatura ambiente a una presión de 14.1 Kg/cm² (200 lb/in²).

3.4.- CARACTERISTICAS VARIAS.

a).- El gas licuado (L.P.) por estar compuesto de propano-butano, --

es materia prima para obtención de olefinas (Propileno, Butileno) que son a su vez materias primas básicas en el desarrollo petroquímico con la obtención de productos indispensables en la vida moderna elaborados en plantas industriales que proporcionan una elevada rentabilidad de sus inversiones.

b) La utilización del gas natural como combustible ofrece las siguientes ventajas:

- i) No necesita normalmente depósito.
- ii) Facilidad de abasto por su disponibilidad en el mismo lugar de consumo y en el momento necesario sin interrupción de servicio de ninguna especie.
- iii) Facilidad de manejo por tuberías sin necesidad de elementos móviles de tracción.
- iv) Combustión completa y segura muy superior a cualesquier otros combustibles que por sus impurezas en su composición química ocasionan incrustaciones, corrosiones, taponamientos, etc.

CONCLUYENDO:

Se usará gas natural como combustible principal ya que los puntos antes mencionados representan un criterio más que aceptable para efectuar tal designación.

Por lo que respecta a los combustibles sustitutos se usarán de la siguiente forma:

Gas licuado L.P. para todos los secadores y pilotos, cocina y calderas; es decir centros de consumo del III al XV inclusive.

Diesel para los hornos de vitrificado de esmalte, centros de consumo I y II.

Las principales razones para esta designación son las siguientes:

1.- La combustión del gas licuado L.P. es muy parecida en lo que respecta a la limpieza de gases de combustión al gas natural, por lo tanto si se van a poner en contacto directo las piezas con los gases calientes emanados de la combustión es necesario que estos gases se encuentren lo más limpio posible.

Es de hacerse notar que desde el punto de vista económico el combustible más caro es precisamente el gas licuado L.P. pero también es notorio que las capacidades de los secadores son bajo y esto va en razón directa con el consumo de gas licuado L.P.

Por lo que respecta a equipos y accesorios para efectuar la combustión, prácticamente son los mismos que los usados por el gas natural.

2.- En virtud de que la capacidad requerida por los hornos representa el 38% del total del sistema se requiere tomar como base las siguientes consideraciones.

Si usáramos gas licuado L.P. como sustituto en los hornos de vitrificado se tendrían que considerar los siguientes puntos:

1.- Aumento de la capacidad del tanque del almacenamiento.

2.- Aumento de la capacidad del vaporizador.

3.- Aumento en los diámetros de la red de distribución de tuberías y accesorios.

Si se usara Diesel como combustible sustituto se tendría que considerar:

5.- La compra de tanques de almacenamiento de Diesel.

6.- Compra de tanque de día para almacenamiento.

7.- Tuberías y accesorios.

8.- Sistema de bombeo hasta los centros de consumo.

9.- Equipo y accesorios de combustión que sean capaces de quemar gas natural y diesel.

Por lo dicho anteriormente podemos deducir, que si usamos gas L.P. como combustible sustituto lo único que tendríamos que efectuar sería el aumento de las capacidades tanto de los recipientes de depósito, como en los diámetros de la red de distribución.- En cambio si usamos Diesel, se tendría que hacer la inversión de nuevos recipientes, sistema de bombeo y la instalación de una nueva red.

Sobre esta base tendría supremacía el gas L.P. como combustible sustituto sobre el Diesel, pero debido al racionamiento actual de gas L.P. para usarlo como energético sin una plena justificación ante la S.I.C., se usará el Diesel como combustible sustituto en los hornos de vitrificado.

Como los hornos son de tipo radiante con tubos en "U", los gases de combustión, cuando se use el diesel, no estarán en contacto directo con las piezas a vitrificar; por lo tanto no hay una base justificada para usar gas L.P. en lugar del Diesel.

CAPITULO III

DESCRIPCION DE LOS CENTROS DE CONSUMO Y CALCULO DE LAS NECESIDADES CALORIFICAS.

HORNOS CONTINUOS I y II

Ambos hornos serán iguales y su finalidad es vitrificar el esmalte en piezas que así lo requieran; dicha operación la podemos describir a grandes rasgos de la siguiente manera:

La pieza recibe una capa de esmalte de un espesor uniforme, cuando la pieza pasa al horno tenemos la evaporación del solvente, una vez llevada a cabo, se tiene un arreglo de la estructura química del esmalte — que le imparte el brillo característico.

De acuerdo a datos suministrados por el fabricante del horno, se tendrá una demanda calorífica de 10×10^6 BTU/hr que deberá ser uniformemente repartida entre 34 quemadores ubicados de acuerdo a lo establecido en el diseño del horno.

Por razones de seguridad, se emplearán en el horno tubos radiantes en "U", evitando así la ignición de los solventes presentes en la capa de esmalte.

El fabricante ha seleccionado un quemador cuyas características de operación nos permitan operarlo hasta + 3 " WC de contrapresión, producida por la presencia de los gases de combustión en el tubo radiante; la presencia de un extractor nos aliviará dicha contrapresión balanceando la o teniendo como máximo una presión de + 05 " WC sobre el quemador.

La capacidad por quemador será:

$$Q = \frac{10 \times 10^6}{34} \frac{\text{BTU}}{\text{hr.}} = 294\ 120 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

Considerando que el consumo calorífico de estos hornos (Horno I y II) representan el 38% del consumo total, se seleccionó para su operación quemadores de tipo dual (gas natural-diesel) el motivo de dicha selección se trató anteriormente.

Cada quemador tiene una capacidad de 294,120 $\frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$ a las siguientes -
condiciones:

Consumo de gas natural: 295 PCH.

Presión del gas a la entrada del quemador: 6" WC.

Consumo de diesel: 0.31 PCH

Presión de diesel a la entrada: 50 psig.

Cada quemador tiene un piloto para gas L.P. y gas natural, cuya capacidad es de 6000 BTU/hr a las siguientes condiciones:

Consumo de gas natural: 6 PCH

Presión del gas natural a la entrada del piloto: 4" WC.

Consumo de gas L.P.: 2.4 PCH

Presión del gas L.P. a la entrada del piloto: 3" WC

TABLA DE CONSUMO DE COMBUSTIBLES DE COMBUSTIBLES DE CADA HORNO

	Consumo de Quemadores	Consumo de pilotos	Consumo Total
	PCH	PCH	PCH
Gas natural	10030	204	10234.0
Gas L.P.	_____	82	82.0
Diesel	1051	_____	10.51

SECADORES DE BLANCO III y IV

Estas cámaras tendrán por objeto secar esmalte, la temperatura de -
operación es de 225° C.

El fabricante del horno ha sugerido el empleo de quemadores de tipo -
radiante dispuestos en dos módulos de 10 unidades cada uno; cada módulo de-
berá entregar 400 000 BTU/hr. Debido a que los gases de combustión estarán

en contacto directo con las piezas a secar, dichos gases deberán ser lo suficientemente limpios para evitar que el calor blanco de las piezas — adquiera un color grisáceo, por esta razón el combustible sustituto será el gas L.P. cuya limpieza de los gases de combustión es semejante al gas natural.

Los módulos tendrán un piloto en uno de los extremos.

La unidad modular, tendrá un consumo de 40 PCH de gas natural a una presión de 6" WC ó 16.0 PCH de gas L.P. a una presión de 5" WC.

El piloto tendrá un consumo de 10 PCH de gas natural a una presión de 4" WC ó 4 PCH de gas L.P. a una presión de 4" WC.

TABLA DE CONSUMOS DE COMBUSTIBLES POR HORNO

	Consumo de Quemadores	Consumo de Pilotos	Consumo Total
	PCH	PCH	PCH
Gas natural.	800	20	820
Gas L.P.	320	8	328

SECADOR DE PISO FUNDENTE V y VI.

Estas cámaras tendrán por objeto secar el esmalte de piezas recubiertas por inmersión. Trabajarán dichos secadores a una temperatura de — 100° C.

Cada secador demanda 7,920 000 BTU/hr, el arreglo de quemadores se — muestra en el plano número 3, con el objeto de lograr uniformidad en la — temperatura del secador se han dispuesto 20 módulos con cuatro unidades — calefactoras de una capacidad total por módulo de 396 000 BTU/hr, cada módulo contará con un piloto de una capacidad de 8 500 BTU/hr. La base del — funcionamiento de estos quemadores consiste en el calentamiento de aire a base de la radiación calorífica producida en la unidad refactaria, a dife-

rencia de otros tipos de quemadores cuya mezcla aire-gas en ignición es — puesta en contacto directo con el aire a calentar.

Estos quemadores pueden emplear gas natural o gas L.P. siempre y cuando se ajusten los gastos y las presiones para cada combustible, como se muestra a continuación:

Por cada módulo tendremos un consumo de 396 PCH de gas natural a una presión de 11" WC en el quemador ó 158.4 PCH de gas L.P. a una presión de 10" WC en el quemador.

Por cada piloto tendremos un consumo de 8.5 PCH de gas natural a una presión de 5" WC ó 3.4 PCH de gas L.P. a una presión de 4" WC.

TABLA DE CONSUMOS DE COMBUSTIBLE POR HORNO

	Consumo de quemadores	Consumo de pilotos	Consumo total
	PCH	PCH	PCH
Gas natural	7,920	170.0	8,090.0
Gas L.P.	3,168	68.0	3,236.0

SECADOR AEREO FUNDENTE VIII y VIII-I

La cámara secará piezas esmaltadas por inmersión (quemadores, parrillas charolas, etc.), la temperatura de operación será de 125⁰ C.

El secador demandará 8,712.000 BTU/hr, para lo cual se han dispuesto — como se muestra en los detalles del plano No. 3, 22 módulos con cuatro unidades refactarias cada uno, con una capacidad por módulo de 396,000 BTU/hr., cada módulo contará con un piloto cuya capacidad es de 8,500 BTU/hr.

Estos quemadores pueden emplear gas natural o gas L.P. siempre y cuando se calibren los quemadores a los flujos y presiones apropiadas para cada — combustible, como se detalla a continuación:

Por cada módulo tendremos un consumo de 396 PCH de gas natural a una presión de 11" WC en el quemador & 158.4 PCH de gas L.P. a una presión de 10" WC en el quemador.

Por cada piloto tendremos un consumo de 8.5 PCH de gas natural a una presión de 5" WC & 3.4 PCH de gas L.P. a una presión de 4" WC.

TABLA DE CONSUMOS DE COMBUSTIBLE POR QUEMADOR.

	Consumo de quemadores.	Consumo de pilotos	Consumo total.
	PCH	PCH	PCH
Gas natural	8,712.0	187.0	8,899.0
Gas L.P.	3,484.8	75.2	3,560.0

SECADOR DE DECAPADO X

Tiene por objeto el secado de piezas después de que fueron sometidas a un lavado para eliminar polvo y grasas, y así favorecer la adhesión del esmalte; la operación de secado se lleva a cabo a una temperatura de 100° C.

Este secador tendrá como sustituto gas L.P.

El secador tiene una demanda de 1,200,000 $\frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$, de los cuales 1,136.000 BTU/hr serán suministrados por ocho quemadores a los cuales la mezcla aire-gas se inyecta a través de un quemador tipo Venturi; análogamente los 64,000 BTU/hr restantes serán suministrados por otro quemador tipo Venturi pero de diferente diámetro.

La presión del gas a la entrada del Venturi en ambos casos es de 15 lb/plg² los consumos serán:

8 quemadores atmosféricos tipo Venturi de 2 plg. con un consumo de 142 PCH de gas natural y 56.8 PCH de gas L.P. por quemador.

Un quemador atmosférico tipo Venturi de 1 1/2 plg. con un consumo de -

64 PCH de gas natural ó 25.6 PCH de gas L.P.

Es de hacer notar que este quemador no contará con piloto, dado - que la capacidad y tipo de quemador permite un encendido con mechón - sin causar problemas de seguridad.

CONSUMO DE COMBUSTIBLES DEL SECADOR DE DECAPADO

	Consumo por quemadores de (2") PCH	Consumo por quemador (1 1/2") PCH	Consumo total, PCH
Gas natural	1136.0	64.0	1200.0
Gas L.P.	454.4	25.6	480.0

GENERADORES DE VAPOR: XI, XII y XIII

Los consumos de gas son dados en las especificaciones que suministra el vendedor de las calderas, las cuales se dan a continuación:

CALDERA DE 175 HP (XI)

Marca: Clayton

Vapor generado: 2268 Kg/hr. (5000 lb/hr)

Presión de operación: 4.57 a 13.7 Kg/cm² (65 a 195 lb/plg²)

Presión de diseño: 14.06 Kg/cm² (200lb/ plg²)

Consumo de gas natural: 200 MCH (7100 PCH)

Consumo de gas L.P. : 80 MCH (2840)PCH)

Motor eléctrico de: 10 HP

Superficie de calentamiento: 25.08 m² (270 pies²)

CALDERA DE 110 HP (XII)

Marca: Clayton

Vapor generado: 1429 Kg/hr (3150 lb/hr)

Presión de operación: 4.57 a 13.7 Kg/cm² (65 a 195 lb/plg²)

Presión de diseño: 14.06 Kg/cm² (700 lb/plg²)

Consumo de gas natural: 126 MCH (4450 PCH)

Consumo de gas L.P. : 50 MCH (1780 PCH)

Motor eléctrico de: 7 1/2 HP

Superficie de calentamiento: 18.39 m² (198 pies²)

CALDERA DE 33 HP (XIII)

Marca: Clayton.

Vapor generado: 432 kg/hr (95 lb/hr).

Presión de operación: 4.57 a 13.7 Kg/cm² (65 a 195 lb/ plg²)

Presión de diseño: 14.06 Kg/cm² (200 lb/plg²)

Consumo de gas natural: 37.92 MCH (1,340 PCH)

Consumo de gas L.P. : 15 MCH (536 PCH)

Motor eléctrico de : 1 1/2 HP.

Superficie de calentamiento: 7.11 m² (76.43 ft²)

COCINA XIV.

Los consumos de gas dados en las especificaciones que suministra el -
vendedor de los equipos con los que cuenta la cocina son:

2 Cafeteras marca San-Son con un consumo de gas natural por cafetera
1.7 MCH (60 PCH).

Consumo total 3.4 MCH (120 MCH).

1 Estufa marca San-Son cuyo consumo de gas natural es 2.55 MCH (90 PCH).

1 Asador marca San-Son con un consumo de gas natural de 2.69 MCH —
(95 PCH).

1 Freidor marca San-Son con un consumo de gas natural de 2.55 MCH -
(90 PCH).

2 Estufas marca San-Son con un consumo de gas natural de 3.26 MCH -
(115 PCH) por estufa.

Consumo total 6.52 MCH (230 PCH).

1 Horno marca Duplex con un consumo de gas natural de 1.41 MCH —
(50 PCH).

Consumo total de gas natural en la cocina es de: 19.12 MCH (675 PCH).

Casa de Pintura XV.

Esta es una ampliación futura, es decir, se piensa llevar las líneas de servicio de combustible hasta el lugar del centro de consumo, dejando únicamente pendiente la instalación y conexión de los equipos de combustión.

La capacidad que tendrá este centro de consumo será de 5×10^6 BTU/hr. es decir tendrá un gasto de 141.65 MCH (5000 PCH).

La siguiente tabla nos da un panorama general de los consumos de combustibles, los cuales serán el patrón a seguir para el diseño de sus respectivas redes.

TABLA DE CONSUMO DE COMBUSTIBLES EN PCH

Centro de Consumo	Gas Natural		Gas L.P.		Diesel
	Pilotos - Quemadores		Pilotos-Quemadores		Quemadores
Hornos I y II	408	20060	164	-	21.02
Hornos III y IV	40	1600	16	640	-
Hornos V y VI	170	7920	68	3168	-
Hornos VIII y VIII-I	187	8712	75.2	3484.8	-
Secador de Decapado	-	1200	-	480	-
Caldera XI	-	7100	-	2840	-
Caldera XII	-	4450	-	1780	-
Caldera XIII	-	1340	-	536	-
Cocina XIV	-	675	-	270	-
Casa Pintura XV	-	5000	-	2000	-
Suma :	805	58057	323.2	15198.8	21.02
Total:		58 862.0		15 522.0	21.02

C A P I T U L O I V

C A L C U L O D E L A S R E D E S D E C O M B U S T I B L E S .

1.-GENERALIDADES.

El gas natural como cualquier otra materia en estado gaseoso posee - propiedades tales como la de ocupar cualquier espacio disponible que lo - contenga s diferentes condiciones de presión y temperatura, por lo que al - definir sus condiciones de estado y compararlos con otros gases reales e - ideales dan idea exacta de su comportamiento en cada variación.

Este comportamiento está regido básicamente por:

LEY DE BOYLE. "Para una masa definida de gas a temperatura constante, el volumen será inversamente proporcional a la presión que soporta; expresada matemáticamente.

$$PV = K$$

(1)

$$P_1 V_1 = P_2 V_2$$

En donde:

P = Presión

V = Volumen

K = Constante.

LEY DE CHARLES. " Para una masa dada de gas sometida a una presión - constante, el volumen varía directamente proporcional a la temperatura - absoluta.

Matemáticamente:

$$V = KT \quad \delta \quad \frac{V}{T} = K$$

(2)

$$\frac{V}{T} = K$$

En donde:

V = Volumen.

T = Temperatura.

K = Constante.

Si el volumen es el que permanece constante, cuando la temperatura varía, la presión también varía en razón directa.

$$P \propto T \quad (3)$$

Combinado (1) y (2)

$$V = \propto \frac{T}{P}; \quad \frac{P_1}{T_1} = \frac{P_0}{T_0} \quad m, v = \text{cte} \quad (4)$$

Introduciendo un valor de proporcionalidad y para una mol del gas tenemos:

$$V = a \frac{T}{P} \quad (5)$$

LEY DALTON. " En una mezcla gaseosa, cada componente ejerce la presión que ejercería si ocupara sólo a las mismas condiciones el volumen total de la mezcla. Por lo tanto, la presión en una mezcla gaseosa es la suma de las presiones parciales de los diversos componentes de la misma.

Matemáticamente se expresa como:

$$P_T = P_1 + P_2 + P_3 + P_4 \dots \text{etc.} \quad (6)$$

LEY DE AMAGAT. " El volumen ocupado por una mezcla gaseosa, es igual a la suma de los volúmenes ocupados separadamente para cada constituyente a las condiciones de la mezcla.

$$V_t = V_1 + V_2 + V_3 \dots \text{etc.} \quad (7)$$

El conjunto de leyes antes mencionadas se cumplen únicamente para gases ideales o perfectos. En la práctica, los gases reales se apartan más o menos de la ley general del estado gaseoso entre más enérgicas son las condiciones a las que se someten; por lo que para aplicar las ecuaciones anteriores, es necesario introducir factores correctivos que acerquen más su

comportamiento a la realidad.

ECUACION DE ESTADO.

Las leyes anteriormente descritas nos dan las relaciones entre la presión, el volumen y la temperatura de una dada masa de gas, en cada caso alguno de estos parámetros permanece constante. Estas ecuaciones nos indican que el estado de una masa de cualquier gas que se comporta idealmente o cercano a la idealidad, será completamente descrito, estableciendo su presión, temperatura y volumen. Es decir estas ecuaciones muestran que P, V y T no son independientes una de la otra, pero además están íntimamente ligadas en una ecuación.

La ecuación combinada que nos da la relación entre estas variables es llamada la ecuación de estado gaseoso. Trataremos de llegar a la ecuación de estado para un gas ideal, partiendo de las leyes experimentales anteriormente descritas.

Consideremos una masa fija de un gas ideal, el cual inicialmente se encuentra a 0°C . A esta temperatura T_0 , el gas tiene un volumen V_0 y una presión P_0 , todas las cantidades iniciales P_0 , V_0 y T_0 son fijadas y de valores conocidos para el gas en consideración.

Calentamos el gas hasta una temperatura T manteniendo el volumen constante en V_0 , la presión aumentará según la ecuación (4) y tendrá un valor de :

$$P_t = (P_0 / T_0) T. \quad (8)$$

Ahora, manteniendo la temperatura constante T , los valores presión-volumen varían del valor $P_t V_0$ a uno dado PV .

El cambio en los valores presión-volumen está regido por la ley de Boyle (ec. 1) y tenemos $P_t = (P V) V_0$

Igualando las presiones P_t tenemos.

$$\frac{PV}{T} = \frac{P_o V_o}{T_o} \quad (9)$$

O sea, la razón del producto P y V a la temperatura absoluta del gas es constante solo para una dada cantidad de un gas en particular.

Para aplicar la ecuación (9) a todos los gases, debemos usar el principio de Avogadro. De acuerdo a éste principio, iguales volúmenes de diferentes gases a la misma presión y temperatura contienen igual número de moléculas.

Tomaremos como el número de moléculas una mol de gas, es decir el peso del gas en gramos numéricamente igual a su peso molecular, ahora fijaremos la temperatura y la presión a los cuales el volumen de ésta mol de gas es medida, 0°C (273°K) y 1 atm., respectivamente o sea, temperatura y presión standard.

De acuerdo al principio de avogadro, una mol de cualquier gas bajo condiciones standard de temperatura y presión ocuparan el mismo volumen.

Fue encontrado experimentalmente que éste volumen molar es de 22.4 ls. Así, si usamos los valores de 1 atm., 273°K y 22.4 ls., para P_o, T_o y V_o respectivamente en la ecuación (9), la relación $P_o V_o/T_o$ es constante para 1 mol de cualquier gas ideal.

Así, para una mol de gas tenemos:

$$\frac{PV}{T} = \frac{P_o V_o}{T_o} = R \quad \text{para una mol} \quad (10)$$

En donde V es el volumen molar del gas medido a la presión P y a una temperatura T absoluta.

La constante R está dada por la expresión:

$$R = \frac{P_o V_o}{T_o} \quad (11)$$

Siendo R la constante general de estado gaseoso para una mol de gas.

Sustituyendo los valores de P_0 , V_0 y T_0 dados para una mol de gas -- de gas en condiciones standard tenemos.

$$R = \frac{1 \text{ atm.} \times 22.414 \text{ ls/mol}}{273.16^\circ\text{K}} = 0.08206 \frac{\text{ls-atm}}{\text{mol } ^\circ\text{K}}$$

Es evidente que el valor de R variará según las unidades usadas para calcular su valor, así tenemos que los valores de R comunmente usados son:

$$R = 8.314 \times 10 \frac{\text{erg}}{\text{mol } ^\circ\text{K}}$$

$$R = 1.987 \frac{\text{cal}}{\text{mol } ^\circ\text{K}}$$

Si consideramos que el volumen V se refiere al volumen de N moles de gas, tenemos entonces:

$$\frac{PV}{T} = \frac{P_0 (n V_0)}{T_0} \quad (12)$$

$$\therefore PV = n RT$$

La ecuación (12) es la forma-general de la ecuación del estado gaseoso. Esta ecuación puede también ser aplicada con una buena aproximación a los gases reales.

Si un gas obedece la Ley de Boyle, está definido como un gas ideal. Para una dada masa de un gas ideal a una temperatura constante, el producto PV presión volumen será constante para todas las presiones. Esto es cierto ya que cualquier aumento (o disminución) en la presión, tendrá como resultado un proporcional aumento (o disminución) en el volumen. Es decir, si graficamos el producto presión-volumen como ordenada y la presión como abscisa, el resultado sería una línea horizontal para un gas ideal a una dada temperatura.

El resultado de un estudio profundo sobre diferentes gases en un am-

plio rango de presiones y temperaturas, indican que todos los gases muestran desviaciones marcadas de la conducta ideal, y la desviación aumenta a altas presiones y bajas temperaturas.

Una gráfica análoga indica las desviaciones de la conducta ideal de los gases si graficamos en la ordenada, la relación PV/RT , en donde V es el volumen ocupado por una mole de gas a una dada temperatura y presión.

Esta relación es llamada factor de compresibilidad. Ya que el factor de compresibilidad es igual a 1.00 para una mol de un gas ideal la cantidad por lo cual el factor actual difiere de la unidad, nos da una medida de la desviación de la idealidad del gas ya que:

(PV) ideal = RT , entonces el factor de compresibilidad de cualquier gas queda:

$$\frac{PV}{RT} = \frac{PV}{(PV) \text{ ideal}}$$

Es decir el factor de compresibilidad estará dado por la razón del producto actual presión-volumen $P-V$ dividido entre el producto ideal $(P-V)$ ideal.

Las causas de la desviación de la idealidad de los gases son diversas, entre las más importantes podemos notar algunas consideraciones hechas para llegar a la ecuación general del estado gaseoso.

Entre otras están las de despreciar el volumen ocupado por las moléculas comparado con el volumen total del recipiente que contiene el gas y que las moléculas no ejercen ningún tipo de fuerzas entre ellas.

Así, fueron desarrollandose varias teorías para tratar de explicar dichas desviaciones de la idealidad.

Van der Waals llegó a corregir el volumen y la presión y estableció la siguiente ecuación.

$$\left(P + \frac{an^2}{V^2}\right)(V-nb) = nRT \quad (13)$$

La cual es la ecuación del estado gaseoso. Es bueno recordar que P, V y T en la ecuación (13), son datos medidos experimentalmente del gas mientras que a y b usualmente llamadas constantes de Van der Waals son determinados de datos experimentales de presión, volumen, temperatura o más usualmente de las constantes críticas del gas.

2.- NATURALEZA DE LOS FLUIDOS.

La conducta de los fluidos es importante en muchas operaciones unitarias. Un entendimiento de los elementos de la mecánica de fluidos es esencial, no solo para la comprensión de los problemas de fluidos a través de tubería, bombas y otros equipos de proceso, sino también en el estudio de la transferencia de calor y de las operaciones de absorción, destilación y extracción.

Un fluido puede ser definido como una sustancia que no resiste permanentemente la distorsión. Un intento para cambiar la forma de una masa de fluido, tendrá como resultado que las capas de fluido se deslizarán una sobre otra hasta que una nueva capa es obtenida. Durante el cambio en la forma, esfuerzos constantes existen, dependiendo la magnitud de éstos, de la viscosidad del fluido y de la velocidad del deslizamiento, pero cuando se ha llegado a la forma final, todos los esfuerzos cortantes desaparecerán. Es decir, un fluido en equilibrio está libre de esfuerzos cortantes.

A una dada temperatura y presión, un fluido tiene una densidad definida, la cual en la práctica es usualmente medida en lb/Ft^3 . Así, la densidad de un fluido depende de la temperatura y de la presión, la variación de la densidad con cambios en estas variables puede ser grande o pequeña. Si la densidad es afectada en pequeña cantidad por pequeños cambios en la temperatura y la presión, el fluido es llamado INCOMPRESIBLE; y si la densidad es sensible a los cambios en estas

variables, el fluido es llamado compresible. Los líquidos son considerados como fluidos incompresibles y los gases como compresibles. Estos términos son relativos, sin embargo, la densidad de un líquido puede cambiar apreciablemente si la presión y temperatura cambian en — amplios límites también; los gases sujetos a pequeños porcentajes de cambios en la presión y la temperatura, actúan como fluidos incompresibles y los cambios de densidad bajo tales condiciones pueden ser — despreciadas sin tener un error de consideración.

FLUJO DE FLUIDOS COMPRESIBLES.

Cuando el fluido es compresible, su densidad no es constante en dirección del flujo ya que cambia con la temperatura y la presión. Debido a esto, la ecuación para el tipo de fluido no compresible, no puede ser usada, trataremos de llegar a una expresión para este tipo de fluidos a partir del balance de energía (ecuación de Bernoulli) en forma diferencial, tenemos:

$$\frac{dp}{\rho} + d \left(\frac{v^2}{2gc} \right) + \frac{g}{gc} dz + d Hfs = 0 \quad (14)$$

En donde $d Hfs$ son las pérdidas por fricción en una longitud dL del tubo, entonces:

$$d Hfs = \frac{2 v^2 f}{g c D} dL \quad (15)$$

Sustituyendo el valor de $d Hfs$ en la ecuación (14) y sustituyendo $v = G/\rho$ tenemos:

$$\frac{dP}{\rho} + \frac{G^2 d}{2gc} \left(\frac{1}{\rho^2} \right) + \frac{g}{gc} dz + \frac{2 G^2 F}{\rho^2 gc D} dL = 0 \quad (16)$$

La integración de esta ecuación en general no es posible, por lo que se debe considerar casos especiales separadamente.

I.- CAMBIO APRECIABLE DE TEMPERATURA Y PEQUEÑO EN LA PRESION.

Para este caso en especial el flujo de un fluido compresible consi-

dera un flujo turbulento bajo tales condiciones que el efecto de la temperatura sobre la densidad es relativamente grande y en la presión es relativamente pequeño. La densidad ρ es, bajo estas consideraciones independiente de la presión pero cambia con la temperatura, la cual varía con la longitud del tubo L. Si la ecuación (16) se multiplica por ρ y transformando la diferencial $d(1/\rho^2)$ el resultado es:

$$dp + \frac{\rho g}{g_c} dz + \frac{G^2}{g_c} d\left(\frac{1}{\rho}\right) + \frac{2 G^2 f}{\rho g_c D} dL = 0 \quad (16)$$

El número de Reynold DG/μ y por consiguiente el factor de fricción f , es independiente de la densidad ρ y cambiará solo con la viscosidad μ la cual varía con la temperatura. El cambio de f con el número de Reynolds es, sin embargo relativamente pequeño y se puede aplicar el promedio aritmético del factor de fricción, — $f = f_a + f_b/2$, como una constante para poder integrar la ecuación (16).

Así mismo, el porcentaje de cambio en la densidad ρ es pequeña para este caso; la medida aritmética nos daría $\bar{\rho}$, es decir — $\bar{\rho} = \rho_a + \rho_b/2$ puede ser usada como una constante sin obtener un error serio en la integración; integrando término a término la ecuación (16) tenemos:

$$p_a - p_b + \bar{\rho} \frac{g(Z_b - Z_a)}{g_c} + \frac{G^2}{g_c} \left(\frac{1}{\rho_b} - \frac{1}{\rho_a} \right) + \frac{2 G^2 \bar{f} L_b}{g_c \rho D} = 0$$

$$\text{En donde } L = 0 \text{ cuando } p = P_a \quad (17)$$

$$L = L_b \text{ cuando } p = P_b$$

II.- FLUJO DE GAS IDEAL.

Un segundo caso especial importante de flujo de fluido compresible es cuando un gas ideal fluye a través de un conducto recto.

Para un gas ideal:

$$P = \frac{R_o \rho T}{M} \quad (18)$$

En donde: R_o constante general gaseosa $\text{lb-ft}^3/\text{lb mol } ^\circ\text{R}$.

M = Peso molecular

T = Temp. absoluta $^\circ\text{R}$.

$$dp = -\frac{R_o}{M} \rho d(\rho T) \quad (19)$$

Con el gas fluye en un conducto recto, el término estático en la ec (17) $(\rho g/gc) dZ$, es despreciable y puede ser omitida. Sustituyendo P de la ec. 18, dp de la ec.19 en la ecuación (17) y despejando dL tenemos:

$$-dL = \frac{D}{2f} \left[\frac{gc R_o \rho d(\rho T)}{G^2 M} - \frac{d\rho}{\rho} \right] \quad (20)$$

Si la temperatura cambia en un rango no mayor que el 10% del nivel de temperatura absoluta en el conducto, la media aritmética de temperatura $\bar{T} = (T_a + T_b)/2$ en donde T_a y T_b son las temperaturas absolutas en el interior y el exterior respectivamente, puede ser sustituida por \bar{T} en la ec. (20).

El factor de fricción promedio f también puede ser usado como constante. Entonces la ecuación (20) puede ser integrada.

$$- \int_0^{L_b} dL = \frac{D}{2f} \frac{R_o gc \bar{T}}{G^2 M} \int_{\rho_a}^{\rho_b} \rho d\rho - \int \frac{d\rho}{\rho}$$

$$L_b = \frac{D}{2f} \left[\frac{R_o gc \bar{T}}{2G^2 M} (\rho_a^2 - \rho_b^2) - 2.3 \log \frac{\rho_a}{\rho_b} \right] \quad (21)$$

Usualmente $\rho_a - \rho_b$ es pequeño en comparación con $\rho_a + \rho_b$ y la ec. (21) puede ser transformada convenientemente notando que:

$$\rho_a^2 - \rho_b^2 = 2 (\rho_a - \rho_b) \frac{\rho_a + \rho_b}{2} = 2 \bar{\rho} (\rho_a - \rho_b) \quad (22)$$

Sustituyendo la ecuación interior en la ec (21) y arreglando — convenientemente tenemos:

$$P_a - P_b = \frac{MG^2}{gc \rho} - \frac{(2 \bar{f} L_b}{D} + 2.3 \log \frac{\rho_a}{\rho_b}) \quad (23)$$

III.- FLUJO ISOTERMICO.

Cuando la temperatura a través del tubo permanece constante. Tenemos que: $\bar{f} = f$, $T = T$, esto implica que $\rho_a / \rho_b = P_a / P_b$ tomando en cuenta lo anterior la ecuación (23) queda expresada como:

$$P_a - P_b = \frac{G^2}{gc \rho} \left(\frac{2f L_b}{D} + 2.3 \log \frac{P_a}{P_b} \right) \quad (24)$$

En las ecuaciones 21, 23 y 24 la longitud del conducto que corresponde a una dada velocidad de flujo, conociendo las presiones de entrada y de salida, puede ser calculada directamente ya que solamente hay un término de L_b .

En los problemas más usuales, la longitud el flujo, las temperaturas de entrada y salida y una de las presiones son conocidas. La presión desconocida debe ser calculada por prueba y error. para longitudes de tubería considerables, el término logarítmico carece de importancia relativamente y puede ser despreciada en la primera aproximación.

Para grandes caídas de presión la ec 21 puede entonces ser usada directamente.

Para bajas caídas de presión las ecuaciones 23 y 24 son más precisas, así para un estimado preliminar de P_a y P_b es necesario establecer un valor de prueba de \bar{P} .

3.- BASES DE CALCULO.

Del desarrollo teórico de los modelos anteriores, se han hecho — estudios prácticos para llegar a ecuaciones simplificadas que facili-

tan el cálculo de los diversos parámetros útiles para la ingeniería.

Para flujo de gas en tuberías horizontales la ecuación general de flujo derivada del balance de energía en una tubería es expresada

como:

$$Q = 38.77 \frac{T_b (1)}{P_b T} \left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{S T L Z} \right]^{0.5} D^{2.5}$$

En donde:

Q = gasto en ft³/día cond. std.

P_b = presión base lb/plg² abs.

T_b = temperatura base °R

(1/f)^{0.5} = factor de transmisión.

f = coeficiente de fricción.

P₁ = presión de entrada lb/plg² abs.

P₂ = presión de salida lb/plg² abs.

S = gravedad específica

T = temperatura promedio del gas. °R

L = longitud de la línea millas

D = Diámetro interior de la tubería plg.

Z = Factor de compresibilidad (despreciable abajo de 100 lb/plg²)

Las ecuaciones para gases a través de tuberías son derivadas de la misma fórmula básica, pero difieren generalmente en la evaluación del factor de fricción y por lo tanto el factor de transmisión (1/f)^{0.5} y de su consideración como parte constante en cada fórmula como factor del número de Reynolds o del diámetro de la tubería usada.

Los valores obtenidos experimentalmente para el coeficiente de fricción algunas veces no concuerdan con los resultados que ellos originan; por eso muchas fórmulas que se han propuesto para el cálculo de flujo de gas en tuberías, son aplicables sólo bajo cierto límite de condiciones.

Las condiciones que tienen influencia sobre el coeficiente de fricción además de ser numerosas, son variables, por lo que también será difícil predecir la influencia que cada una tenga sobre el valor de (f) . Así puede señalarse como ejemplo de este caso; la rugosidad interna el tubo, la que varía de acuerdo con las condiciones de acabado y materia prima usada, dificultando su incorporación a la fórmula.

La tabla No. IV.1 evalúa algunos factores de transmisión para diferentes estados de flujo: Se hizo la consideración de que para el flujo laminar, el factor de transmisión de una tubería depende del factor de rugosidad K y del diámetro interior D , quedando una zona entre estos dos regímenes que se puede considerar como una zona de transmisión.

TABLA No. IV.1

TIPO FLUJO	FACTOR DE TRANSMISION ($1/F$) ^{0.5}	CARACTERISTICAS.
I.- Laminar. (tuberías lisas)	5.18 Re ^{0.0907}	Rara vez aplicable a líneas de transmisión de diámetro grande.
II.- Turbulento	4 log. (3.7 D/K)	Casi todo tipo de flujo de gas.
III.- Weymouth	0.92 x 11.2 D ^{0.167}	Para diámetros menores de 10"
IV.- Panhandle	0.92 x 6.87 Re ^{0.073}	Para tubería de gran diámetro de donde Re varía de 5 a 20x10 ⁶
V.- Panhandle corregida	0.90 x 16.5 Re ^{0.0196}	

Los valores de la tabla No. IV.I se aplicaron en las formulas siguientes, introduciendo un factor de eficiencia que es la relación del flujo obtenible en tuberías comerciales al flujo teórico de tuberías lisas; el valor usado es igual a 0.92.

FORMULA DE WEYMOUTH.

$$Q = 433.5 \text{ Tb/Pb} (P_1^2 - P_2^2) / \text{STLZ}^{1/2} D^{2.667}$$

FORMULA DE PANHANDLE:

$$Q = 435.87 (Tb/Pb) 1.0788 P_1^2 - P_2^2 / G^{0.8539} \text{TLZ}^{0.5392} D^{2.6182}$$

FORMULA DE PANHANDLE CORREGIDA:

$$Q = 737 (Tb/Pb)^{0.2} P_1^2 - P_2^2 G^{0.96} \text{LTZ}^{0.51} D^{2.53}$$

Se conoce un gran número de formulas que resuelvan el flujo de gas en tuberías; la diferencia más importante entre dichas formulas está en la evaluación del coeficiente de fricción (f) o el factor de transmisión (1/f)^{0.5}.

Una de las cuales es aceptada generalmente como la expresión más acertada respecto a otras es la fórmula de Weymouth, siempre y cuando el diámetro de la tubería no exceda 12 plg.

Ya que el valor del factor de fricción para estos diámetros va bajando su valor, especialmente cuando se trata de gases de alta velocidad; esta última condición no sucede en nuestro caso ya que se trabaja con diámetros menores al citado anteriormente.

4.- CALCULO Y SELECCION DE DIAMETROS DE LA RED :

Para el cálculo del diámetro de las tuberías de las redes de gas natural y gas L.P., se empleó la fórmula de Tomás R. Weymouth.

Fórmula de Weymouth.

$$Q_s = 433.45 \frac{Tb}{Pb} \left[\frac{d^n (P_1^2 - P_2^2)}{S . L . T.} \right]^{1/2} ; \quad n = 5 \frac{1}{3}$$

En donde :

Q_s = Flujo de gas en pies cúbicos por día a T_b y P_b

d = Diámetro interno en pulgadas

P_1 = Presión inicial en lb/plg^2 abs.

P_2 = Presión final en lb/plg^2 abs.

L = Longitud de la línea en millas

S = Gravedad específica del gas natural = 0.6

T_b = Temperatura estandar absoluta (520°R)

P_b = Presión estandar absoluta (14.7 lb/plg^2 abs)

T = Temperatura de flujo absoluta ($25^\circ\text{C} = 537^\circ\text{R}$)

Sustituyendo los valores de T_b , P_b y T se tiene :

$$Q_s = 675 \left[d^n \frac{(P_1^2 - P_2^2)}{LS} \right]^{1/2}$$

En el capítulo No. III se obtuvieron las necesidades caloríficas de cada centro de consumo; en base a esto y a la capacidad calorífica del gas natural, gas L.P. y diesel, se calcularon los diámetros de las líneas de gas natural y L.P. usando la fórmula de Weymouth, y la red de diesel empleando la ecuación de Bernoulli.

RED DE GAS NATURAL

Datos conocidos :

- 1.- Gasto necesario para cada centro de consumo.
- 2.- Presión inicial a la salida de la caseta de PEMEX .
- 3.- Longitud de cada tramo, ya que conocemos la posición de cada centro de consumo y el camino a seguir de la tubería.
- 4.- Gravedad específica del gas natural.

Siguiendo el plano No. 2 se puede observar que la trayectoria seguida por la tubería fué dividida en tramos para facilitar los cálculos, la fórmula de Weymouth se usará de la siguiente forma:

Se dará un valor al diámetro de la tubería del tramo en estudio, procediendo a calcular la presión de salida de dicho tramo; tomando como premisa que la presión mínima requerida para cada centro de consumo antes de llegar al regulador de baja presión es de 2 Kg/cm^2 (28.44 lb/plg^2), se seleccionará el diámetro adecuado. Despejando la fórmula de Weymouth para P_2 (presión de salida) tenemos:

$$P_2^2 = P_1^2 - \left(\frac{Q}{665} \right)^2 \frac{L S}{d^{5.315}} \quad n = 5.315$$

TRAMO A-B (ver plano No. 2)

DATOS :

$$Q_s = 58862 \text{ pch (24 hr/día)} = 1412688 \text{ ft}^3/\text{día}$$

$$Q_D = 1.3 Q_s \quad \text{siendo } Q_D = \text{GASTO DE DISEÑO}$$

$$Q_D = 1\,836\,494 \text{ ft}^3/\text{día}$$

$$L = 576 \text{ m} = 0.36 \text{ millas}$$

$$S = 0.6$$

$$P_1 = 6 \text{ Kg/cm}^2 = 85.32 \text{ psig} = 100.02 \text{ psia}$$

Suponiendo tubería de 3 pulgadas de diámetro nominal :

$$d_n = 76.2 \text{ mm} = 3 \text{ plg}$$

$$d_i = 3.068 \text{ plg}$$

$$d^{5.315} = 353$$

Sustituyendo estos valores en la fórmula anterior tenemos:

$$P_2^2 = 100^2 - \frac{(1\,836\,494)^2}{(665)^2} \frac{0.36 \times 0.6}{353}$$

$$P_2^2 = 10\,000 - \frac{(2\,761)^2}{353} (0.22)$$

$$P_2^2 = 10\,000 - \frac{1\,677\,086}{353}$$

$$P_2^2 = 10\,000 - 4750$$

$$P_2^2 = 5\,250$$

$$P_2 = 72.46$$

$$\Delta P = 27.56 \text{ psia}$$

Se observa claramente que la caída de presión es alta.

Suponiendo tubería de 4 pulgadas de diámetro nominal.

$$dn = 101.6 \text{ mm} = 4 \text{ plg}$$

$$di = 4.026 \text{ plg}$$

$$d^{5 \frac{1}{3}} = 1681$$

$$P_2^2 = 10\,000 - \frac{1\,677\,086}{1681}$$

$$P_2^2 = 10\,000 - 998$$

$$P_2^2 = 9\,002$$

$$P_2 = 94.90$$

$$\Delta P = 5.1 \text{ psia}$$

Se observa una caída de presión bastante aceptable.

Suponiendo tubería de 5 pulgadas de diámetro nominal:

$$dn = 127.00 \text{ mm} = 5 \text{ plg}$$

$$di = 5.047$$

$$d^{5 \frac{1}{3}} = 5\,630$$

$$P_2^2 = 10\,000 - \frac{1\,677\,086}{5\,630}$$

$$P_2^2 = 10\,000 - 298$$

$$P_2^2 = 9\,702$$

$$P_2 = 98.5 \text{ psia}$$

$$\Delta P = 1.5 \text{ psia}$$

Se observa que la caída de presión es muy pequeña y técnica mente ésta tubería sería la seleccionada, pero también se debe considerar que en la tubería de 4 plg la caída de presión es aceptable y más conveniente desde el punto de vista económico, por lo tanto la tubería de 4 plg de diámetro es la seleccionada.

En cada uno de los tramos de la red, como marca el plano No. 2 se efectuó el cálculo anteriormente descrito haciendo el estudio final de los puntos de vista tanto técnico como económico y eligiendo el diámetro que satisfaga ambas consideraciones.

El resumen se presenta en la tabla No. IV. 2.

La red de gas licuado L.P. se cálculo análogamente a la de gas natural, es decir, siguiendo el plano No. 2 y seccionando la red en tramos para facilitar los cálculos. Los resultados obtenidos se muestran en la tabla No. IV. 3.

TABLA No. IV.2

TABLA DE DIAMETROS SELECCIONADOS :
PARA LA RED DE GAS NATURAL.

TRAMO	GASTO RED	GASTO DISEÑO	LONGITUD		DIAMETROS SELECCIONADOS
	PCD	PCD	MS.	MILLAS	PLG.
A-B	1,412,688	1,836,494	576	0.358	4
B-N	245,616	319,300	8	0.005	2
B-J	245,616	319,300	30	0.019	2
B-C	921,456	1,197,894	30	0.019	2 1/2
C-D	921,456	1,197,894	4	0.003	3
D-K	48,360	62,868	9	0.006	2
K-L	16,200	21,060	15	0.009	2
K-Z	32,160	41,808	28	0.017	1
D-E	873,096	1,135,026	34	0.021	3
E-N	213,576	277,649	12	0.008	1 1/2
N-P	106,788	138,824	3	0.002	1 1/2
N-O	106,788	138,824	11	0.007	1 1/2
E-Q	213,840	277,992	9	0.006	1 1/2
Q-R	116,760	151,788	7	0.004	1 1/2
R-S	19,680	25,584	17	0.011	1 1/2
E-Y	445,680	579,385	8	0.005	2 1/2
F-G	426,000	553,800	15	0.009	2 1/2
Y-F	426,000	553,800	10	0.006	2 1/2
G-H	277,200	360,360	40	0.025	2
G-U	28,800	37,440	52	0.032	1

TABLA No. IV-3

TABLA DE DIAMETROS SELECCIONADOS
PARA RED DE GAS LICUADO L.P.

TRAMO	GASTO RED Q=ft ³ /día	GASTO DISEÑO Q=1.3 Qs	LONGITUD		DIAMETROS SELEC. PLG.
			Ms	Millas	
a-b	372,528	484,286	89	0.053	3
b-u	11,520	14,976	19	0.011	1
b-G	361,008	469,310	39	0.023	2 1/2
G-H	110,880	144,144	40	0.024	1 1/2
G-F	250,128	325,166	15	0.009	2
F-Y	250,128	325,166	10	0.006	2
Y-E	242,256	314,933	8	0.004	2
E-Q	85,536	111,197	9	0.005	1 1/2
Q-R	46,704	60,715	7	0.004	1 1/2
R-S	7,872	10,234	17	0.010	1 1/2
E-N	85,440	111,072	18	0.010	1 1/2
N-P	42,720	55,536	3	0.001	1 1/2
N-O	42,720	55,536	6	0.003	1 1/2
E-D	71,280	92,664	34	0.020	2
D-K	19,344	25,147	9	0.005	2
K-L	6,480	8,424	15	0.009	1
K-Z	12,864	16,723	28	0.016	1
D-C'	51,936	67,517	23	0.013	2
C'-W	3,936	5,117	9	0.005	2
C'-J	3,936	5,117	27	0.016	2

CALCULO DE LA RED DE DIESEL

Para efectuar el dimensionamiento de las líneas, así como la selección de las bombas correspondientes, se tendrá como base:

- a).- Se bombeará el diesel de un tanque de almacenamiento general a un tanque de día.
- b).- Del tanque de día se bombeará a los centros de consumo I y II.

En el capítulo IV se estimó el consumo por horno, resultando éste 710lb/hr, de donde se tendrá una demanda total de 1420 lb/hr.

El tanque de día tendrá una capacidad de almacenamiento de 6 hrs - de operación (8 520 lb.), y una capacidad adicional de 625 lb. que servirá de colchón para la operación.

Para el cálculo del diámetro de la red de la potencia de la bomba del tanque de almacenamiento general al tanque de día, se desea que la capacidad de bombeo sea el doble de la capacidad de consumo, es decir:

$$\text{Cap. bombeo} = 2 (\text{Cap. Consumo})$$

$$\text{Cap. bombeo} = 2 (1420 \text{ lb/hr})$$

$$\text{Cap. bombeo} = 2,840 \text{ lb/hr}$$

Siguiendo la trayectoria del plano isométrico No. 2 y aplicando la ecuación de Bernoulli a los puntos "a" (nivel del tanque general de almacenamiento) y "b" (punto "d" en plano isométrico No. 2) tenemos:

$$\frac{P_a}{\rho} + \frac{g}{g_c} Z_a + \frac{V_a^2}{2g_c} + \eta W_p = \frac{P_b}{\rho} + \frac{g}{g_c} Z_b + \frac{V_b^2}{2g_c} + H_f$$

Despejando y eliminando términos:

$$\eta W_p = \frac{g}{g_c} (Z_b - Z_a) + H_f$$

Se considerará la eficiencia de la bomba como 0.7

Cálculo de las pérdidas por fricción H_f

Del manual Crane se obtuvieron los datos de viscosidad y densidad .

$$W = 2840 \text{ lb/hr}$$

$$\mu = 10 \text{ cps}$$

$$\rho = 53 \text{ lb/ft}^3$$

Considerando tubería de 1 pulgada de diámetro de la tabla 3-9 Crane obtenemos $Re = 1800$

De la tabla 3-13 del Crane, con el Re obtenido y con 1 plg de diámetro de tubería se obtuvo:

$$\Delta P_{100} = 1.6 \text{ lb/plg}^2$$

$$\text{Longitud de la tubería} = 800 \text{ ft}$$

$$H_f = \frac{800}{100} (1.6) = 12.8 \text{ lb/plg}^2 = 34.95 \text{ ft}$$

Sustituyendo los valores en la expresión de Bernoulli tenemos:

$$W_p = \frac{22.7}{0.7} + 34.95$$

$$W_p = 75.64 \text{ ft}$$

La potencia de la bomba se calcula mediante :

$$P = \frac{w W_p}{550}$$

$$P = \frac{2894 \text{ lb/hr} \times 75.64 \text{ ft} \text{ lb}_f/\text{lb}}{550 \text{ ft} \text{ lb}_f/\text{seg} \text{ HP} \frac{3600 \text{ seg}}{\text{hr}}} = 0.11 \text{ HP}$$

$$\text{POTENCIA DEL MOTOR} = \frac{\text{POTENCIA BOMBA}}{\text{EFICIENCIA}}$$

$$PM = \frac{0.11}{0.85} = 0.13 \text{ HP}$$

MOTOR SELECCIONADO : 0.25 HP

Tubería de tanque de día a centros de consumo.

De la forma antes descrita se calcularon los diámetros y las bombas para el trayecto del tanque a los centros de consumo I y II, ya que el diesel debe de llegar al cabezal de distribución a 50 lb/plg^2 de presión como fue descrito en el capítulo No.III. La potencia de la bomba resultó de 1.5 HP.

C A P I T U L O V

DESCRIPCION DE SISTEMAS Y APARATOS DE CONTROL Y SEGURIDAD

En este capítulo se tratará de describir los sistemas y aparatos de control y seguridad necesarios para que cada centro de consumo cumpla con el cometido para el que fue diseñado. Los aparatos de seguridad deben de cumplir con los requisitos que exige la SIC. y para tales fines fueron seleccionados.

Se ha pedido información a diferentes firmas, para que proporcionen datos sobre los aparatos de control y seguridad en los rangos y necesidades requeridas. Las marcas que aquí se proponen no son de ninguna forma las únicas que se pueden usar en los diferentes equipos; se podrán emplear aparatos de otras marcas, siempre y cuando cumplan con los rangos y las necesidades aquí descritas.

Para mejor comprensión del presente capítulo se detallarán los sistemas para cada centro de trabajo .

1.- HORNOS CONTINUOS I y II, como se describió en el capítulo IV éstos hornos son similares, por lo tanto tienen los mismos sistemas de control y seguridad.

1.1.- Aparatos de Control.

Para el control de temperatura se proponen 2 controladores indicadores de temperatura de 0°C - $1\ 000^{\circ}\text{C}$, marca Honeywell, modelo ferro TTU con termopar tipo K 10/60 versatronik , un indicador registrador — marca M.H. clase 150°C - $1\ 200^{\circ}\text{C}$ con termopar tipo K 100/60.

1.2.- Seguridad.

Válvula de seguridad shut-off de reposición manual marca North-american modelo 1522-7-MSP. con una capacidad de 340 MCH (12 000 PCH) para-

cada horno, colocada en la línea del gas.

Esta válvula se cierra por medio de una señal eléctrica que recibe de un switch de presión marca Honeywell modelo C437, por las siguientes causas:

Baja presión de gas.

Alta presión de gas.

Falla de corriente eléctrica.

Baja presión de aire.

Además los hornos están equipados con válvula similar para diesel y válvula solenoide marca ASCO de 19.1 mm (3/4 plg) de diámetro con capacidad de 10MCM (353 PCM).

2.- SECADORES DE BLANCO III y IV

2.1.- Aparatos de Control.

Cada secador tendrá instalado el siguiente equipo:

Un control de temperatura marca PART-LOW de 37.8°C a 538°C (100°F a 1 000°F) acoplado a una válvula motorizada de control de aire que controla automáticamente el paso de gas manteniendo la temperatura constante - en el secador por medio de una tablilla de termopares.

Un control de temperatura marca PART/LOW de 100°C a 530°C que acciona cerrando el paso de aire y gas en caso de alta temperatura.

Dos pirómetros marca HONEYWELL modelo Damper tipo 10722 600 3ax.

2.2.- Seguridad

Válvula de seguridad shut-off marca Maxon, serie 808 de 25.4 mm (1 - pulgada) de diámetro con capacidad de 28.4 MCM (1 000 PCH) y de restablecimiento manual.

Dos switches de presión marca HONEYWELL modelo 6437 para detectar alta y baja presión respectivamente.

3.- SECADOR DE PISO FUNDENTE V y VI

3.1.- Aparatos de control

Dos pirómetros PART-LOW de 0°C a 100°C accionados por dos termopares tipo K (uno para cada pirómetro). Estos pirómetros regulan el paso de gas por medio de válvulas pilóstato marca PENN de 25.4mm de diámetro que son los mismos que alimentan gas a los pilotos.

3.2.- Seguridad

Los dos cabezales principales de alimentación de gas natural y gas - LP tienen instalada una válvula de seguridad shut-off de restablecimiento manual que opera por las siguientes causas:

Alta presión de gas

Baja presión de gas

Falla de corriente eléctrica

Baja presión de aire

Además de contar para el caso de la elevación de la temperatura con una válvula solenoide Static "O" Ring modelo GN K 45 de 19 mm en la línea de gas para un cierre instantáneo.

4.- SECADOR AEREO FUNDENTE VIII y VIII-I

Tanto en sistemas de control como de seguridad se usarán similares - a los sistemas del secador de piso fundente.

5.- SECADOR DE DECAPADO X

Como fué descrito en el capítulo IV la operación de éste secador es intermitente y se requiere solo para evaporar el agua de las piezas que siguen el proceso de decapado por lo tanto el operador cierra el sistema una vez que las piezas están secas.

6.- GENERADORES DE VAPOR (Calderas) XI-XII y XIII.

6.1.- Aparatos de Control.

Las tres calderas de 175, 110 y 33 HP respectivamente tienen instalados los siguientes controles.

Control Termostático. Este control se interconecta a la válvula -- shut-off y actúa en caso de falla parcial o total en la alimentación de agua. El sistema consiste en un anillo termostático colocado en forma concéntrica en el interior del serpentín de calentamiento, soportado en 3 -- puntos a 90° entre sí, que permite la expansión en caso de sobrecalentamiento hacia el punto en que se encuentra colocado el switch termostático que a la vez envía la señal a la válvula shut-off y cierra el paso de gas al quemador.

Un control de nivel de agua está montado sobre el acumulador de vapor, el cual controla eléctricamente la bomba de alimentación de agua de acuerdo con la demanda del sistema. Este acumulador de vapor funciona como un separador de vapor y al mismo tiempo como cámara de almacenamiento de líquido.

Control Automático Modulado.- El quemador de acción automática modulada, previene los ciclos de arranque y el paro del sistema y brinda una operación estable durante los periodos de trabajo.

El sistema se integra de un operador eléctrico de tres posiciones: cerrar fuego bajo, fuego alto y la válvula principal del gas ajustada a una posición de bajo fuego.

El control se realiza por medio de una válvula hidramotor que actúa por la presión hidráulica desarrollada por su motor.

Quando la presión del vapor es más alta que el punto de modulación -- ajustado, la válvula cerrará a la posición de fuego bajo, manteniendo una abertura de 1/3 de su capacidad, modulando el paso de gas lo cual hace que una válvula solenoide opere automáticamente la mampara que restringe el

paso de aire del ventilador al quemador, manteniendo la relación aire-gas.

La unidad volverá automáticamente a fuego alto si la demanda de vapor así lo requiere, abriendo la válvula hidromotor.

SEGURIDAD:

Se tendrán las siguientes disposiciones de seguridad:

Un switch de baja presión instalado de la línea de aire acciona una válvula de seguridad Shut-off impidiendo el paso del gas en caso de falla de corriente eléctrica.

Falla de flama: El control del quemador como ya se indicó se integra de un operador eléctrico de tres posiciones, la válvula principal del gas (hidromotor) y un círculo electrónico de seguridad del quemador. Después del arranque manual, la operación del quemador es totalmente automática durante el ciclo arranque- paro y todos sus controles se arreglan para detectar falla de flama.

El gas entra al quemador después de haberse encendido el piloto y en caso de falla de flama la válvula Shut-off cierra un segundo — después de la detección; el sistema se restablecerá manualmente.

El piloto se enciende por medio de un transformador de ignición — con bujía y tiene un electrodo detector de flama conectado al control electrónico de seguridad del quemador.

Los quemadores tienen instaladas dos válvulas de relevo calibradas de acuerdo con la presión de trabajo sin sobrepasar la presión de diseño.

7.- COCINA.

Los aparatos usados en la cocina son de tipo comercial y su control es totalmente manual.

C A P I T U L O VI

DESALOJO DE GASES DE COMBUSTION

Es a menudo deseable predecir la cantidad y posible composición de los productos de la combustión, para determinar la presión en el horno y dimensionamiento de los ductos de desalojo de dichos gases.

La tabla 1, enlista los productos resultantes de una combustión perfecta de varios compuestos químicos.

La cantidad de gases (ya sea en peso o volumen) de los productos de combustión de combustibles gaseosos podrán ser calculados por medio de las ecuaciones de la tabla 1.

Los porcentajes serán sustituidos en todas estas ecuaciones son porcentajes en volumen.

Las ecuaciones de la tabla 2 nos permitirán calcular la cantidad de gases (ya sea en peso o volumen) de los productos de combustión de combustibles líquidos.

Los porcentajes que serán sustituidos en dichas ecuaciones serán por ciento en peso, debe tenerse cuidado en la aplicación de las — ecuaciones: 5 a la 10 y de la 15 a la 20, puesto que estas ecuaciones dan el volumen a una temperatura de 60° F y una presión de 29.92 pulg. de mercurio, estos volúmenes pueden ser corregidos a las condiciones — actuales de presión y temperatura por medio de las ecuaciones (B) y — (C).

A las temperaturas por debajo de 250° F, el vapor de agua en los — gases, no siempre permanece como gas y puede condensar; por lo tanto — los volúmenes calculados por las ecuaciones (5), (9), (15) y (19) son hipotéticos a 60° F, y carecen de sentido a menos de que la temperatura de los gases de combustión esté por arriba de 250° F.

Para los casos en los cuales exista un exceso de aire; es necesario

adicionar, el peso o volumen, de los excesos de nitrógeno y oxígeno - a los otros productos de la la. combustión.

Quando hay una deficiencia de aire, es difícil, predecir el volumen o el análisis de los productos de la combustión, pero debe cumplir que el peso total de los productos sea igual al peso del combustible - más el peso del aire suministrado.

A continuación se ilustrará el método de cálculo, con el secador - de decapado; para el cálculo de los gases de combustión:

Consumo de gas natural: 1200 PCH

Análisis volumétrico del gas natural:

80% CH₄, 16% C₂ H₆, 2% O₂, 1% CO₂, 1% N₂

De la ecuación:

$$(7) \frac{\text{ft}^3 \text{ CO}_2}{\text{ft}^3 \text{ combustible}} = \% \text{ CO} \times 0.01 + \% \text{ CH}_4 \times 0.01 + \% \text{ C}_2 \text{ H}_6 \times 0.02 + \% \text{ C}_3 \text{ H}_8 \times 0.03 + \% \text{ C}_4 \text{ H}_{10} \times 0.04 + \% \text{ CO}_2 \times 0.01$$

Sustituyendo tenemos:

$$\frac{\text{ft}^3 \text{ CO}_2}{\text{ft}^3 \text{ combustible}} = 80 \times 0.01 + 16 \times 0.02 + 1 \times 0.01 + 1.13$$

De la ecuación:

$$(9) \frac{\text{ft}^3 \text{ H}_2 \text{ O}}{\text{ft}^3 \text{ combustible}} = \% \text{ H}_2 \times 0.01 + \% \text{ CH}_4 \times 0.02 + \% \text{ C}_2 \text{ H}_6 \times 0.03 + \% \text{ C}_3 \text{ H}_8 \times 0.04 + \% \text{ C}_4 \text{ H}_{10} \times 0.05 + \% \text{ H}_2 \text{ O} \times 0.01$$

Sustituyendo tenemos:

$$\frac{\text{ft}^3 \text{ H}_2 \text{ O}}{\text{ft}^3 \text{ combustible}} = 80 (0.02 + 16 \times 0.03) = 2.08$$

De la ecuación:

$$(10) \frac{\text{ft}^3 \text{ N}_2}{\text{ft}^3 \text{ combustible}} = \% \text{ CO} \times 0.0189 + \% \text{ H}_2 \times 0.0189 + \% \text{ CH}_4 \times 0.0756 + \% \text{ C}_2 \text{ H}_6 \times 0.1324 + \% \text{ C}_3 \text{ H}_8 \times 0.1890 + \% \text{ C}_4 \text{ H}_{10} \times 0.2460$$

$$+ \% N_2 \times 0.01 - \% O_2 \times 0.0378$$

Sustituyendo tenemos:

$$\begin{aligned} \frac{ft^3 N_2}{ft^3 \text{ combustible}} &= 80 \times 0.0756 + 16 \times 0.1324 + 1 \times 0.01 - 2 \times 0.0378 \\ &= 6.048 + 2.1184 + 0.01 - 0.0756 \\ &= 8.1764 - 0.076 \\ &= 8.1 \end{aligned}$$

$$\frac{ft^3 CO_2}{ft^3 \text{ combustible}} + \frac{ft^3 H_2O}{ft^3 \text{ combustible}} + \frac{ft^3 N_2}{ft^3 \text{ combustible}} = \frac{ft^3 \text{ de productos de combustión}}{ft^3 \text{ de combustible}}$$

$$1.13 + 2.08 + 8.1 = 11.31$$

Verificado el valor obtenidos:

De la ecuación:

$$\begin{aligned} (5) \frac{ft^3 \text{ de prod. de combustión}}{ft^3 \text{ de combustible}} &= \% CO \times 0.0289 + \% H_2 \times 0.0289 + \% CH_4 \times 0.1056 \\ &+ \% C_2 H_6 \times 0.1824 + \% C_3 H_8 \times 0.2590 + \\ &\% C_4 H_{10} \times 0.3360 + \% \text{ inertes} \times 0.01 \\ &- \% O_2 \times 0.0378 \end{aligned}$$

Sustituyendo tenemos:

$$\begin{aligned} \frac{ft^3 \text{ de prod. de combustión}}{ft^3 \text{ de combustible}} &= 80 (0.1056) + 16 (0.1824) + (1+1) (0.01) \\ &= 2 \times 0.0378 \\ &= 11.30 \end{aligned}$$

Este volumen está T= 60° F y 29.92 pulgs. de Mercurio.

Si se considera un 15% de exceso de aire.

Primero se determinará el aire de combustión necesario para una combustión perfecta a partir de la ecuación (A).

$$(A) \quad \frac{\text{ft}^3 \text{ aire}}{\text{ft}^3 \text{ combustible}} = \% \text{ CH}_4 \times 0.0956 + \% \text{ C}_2\text{H}_6 \times 0.1675 + \% \text{ C}_3\text{H}_8 \times 0.239 \\
+ \% \text{ C}_4\text{H}_{10} \times 0.311 + \% \text{ H}_2 \times 0.0239 + \% \text{ CO} \times 0.0239 - \% \text{ O}_2 \times 0.0478$$

Sustituyendo tenemos:

$$\frac{\text{ft}^3 \text{ aire}}{\text{ft}^3 \text{ combustible}} = 80 \times 0.0956 + 16 \times 0.1675 - 2 \times 0.0478 \\
= 10.2$$

Por lo tanto el 15 % exceso será:

$$10.2 \times \frac{15}{100} + 1.53 \quad \frac{\text{ft}^3 \text{ de aire de exceso}}{\text{ft}^3 \text{ de combustible}}$$

Puesto que la composición del aire en porcentaje en volumen es:

20.9 % de oxígeno.

79.1 % nitrógeno

Por lo tanto el exceso de aire estará compuesto de:

$$1.53 \times 0.209 = 0.32 \quad \frac{\text{ft}^3 \text{ de O}_2}{\text{ft}^3 \text{ de combustible}}$$

$$1.53 \times 0.791 = 1.21 \quad \frac{\text{ft}^3 \text{ de N}_2}{\text{ft}^3 \text{ de combustible}}$$

Agregando estas cantidades, los gases serán:

$$\frac{\text{ft}^3 \text{ de CO}_2}{\text{ft}^3 \text{ de combustible}} = 1.13$$

$$\frac{\text{ft}^3 \text{ de H}_2\text{O}}{\text{ft}^3 \text{ de combustible}} = 2.08$$

$$\frac{\text{ft}^3 \text{ de O}_2}{\text{ft}^3 \text{ de combustible}} = 0.32$$

$$\frac{\text{ft}^3 \text{ de N}_2}{\text{ft}^3 \text{ de combustible}} = 1.21$$

$$\frac{\text{ft}^3 \text{ de } N_2}{\text{ft}^3 \text{ de combustible}} = 8.1 + 1.21 = 9.31$$

$$\frac{\text{ft}^3 \text{ CO}_2}{\text{ft}^3 \text{ de combusti}} + \frac{\text{ft}^3 \text{ de H}_2\text{O}}{\text{ble.}} + \frac{\text{ft}^3 \text{ de O}_2}{\text{tible}} + \frac{\text{ft}^3 \text{ de N}_2}{\text{tible}} = \frac{\text{ft}^3 \text{ de prod. de combusti}}{\text{de combusti}}$$

$$\frac{\text{ft}^3 \text{ CO}_2}{\text{ft}^3 \text{ de combus}} + \frac{\text{ft}^3 \text{ de H}_2\text{O}}{\text{tión.}} + \frac{\text{ft}^3 \text{ de O}_2}{\text{tión.}} + \frac{\text{ft}^3 \text{ de N}_2}{\text{tión.}} = \frac{\text{ft}^3 \text{ de prod. de combusti}}{\text{de combusti}}$$

$$1.13 + 2.08 + 0.32 + 9.31 + 12.84$$

$$\frac{\text{ft}^3 \text{ prod. de combustion}}{\text{ft}^3 \text{ de combustible}} = 12.84$$

$$\text{ft}^3 \text{ de combustible}$$

Corrección por temperatura:

$$V = 12.84 \frac{800 + 460}{60 + 460}$$

$$V = 12.84 (2.423)$$

$$V = 30.8$$

$$\frac{\text{ft}^3 \text{ de prod. de combustion}}{\text{ft}^3 \text{ de combustible}} = 30.8$$

$$\text{ft}^3 \text{ de combustible}$$

$$\text{ft}^3 \text{ de prod. de combustion} = 30.8 (1200) \frac{\text{ft}^3}{\text{hr}}$$

De la manera anterior se calculó, la cantidad de productos de -
combustión a la temperatura de desalojo de dichos gases.

En la ilustración anterior se consideró, un exceso de aire para -
ilustrar el método de cálculo correspondiente. En la elaboración de -
la tabla 3 no se consideró exceso de aire en el equipo de combustión,

el volumen de aire secundario es dato proporcionado por el fabricante del horno.

A continuación se ilustrará el método para la selección del extractor, empleando los datos de la tabla 3. Los resultados correspondientes se concentran en la tabla 4

PARA EL HORNO No. I

$$Q = 5304 \text{ ft}^3/\text{min.}$$

$$V = 3800 \text{ ft/min. (velocidad en el ducto)}$$

$$\phi = 16''$$

$$AP_{100} = 1.15 \text{ " WC}$$

El ducto de desalojo será considerado de la siguiente manera:

Cálculo de la presión estática del extractor

descarga del extractor

$$\text{Longitud de ductos} = 20 \text{ m} = 65.60 \text{ ft.}$$

$$\Delta P = \frac{65.60}{100} \times 1.15 \text{ " WC} = 0.75 \text{ " WC} = 0.05'' \text{ Hg.}$$

$$\text{Presión estática} + PE = \rho h = 0.06 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 49.02 \text{ ft} = 2.95 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} = 0.04'' \text{ Hg.}$$

$$\text{Presión en el punto de descarga} = 1.5 \text{ " Hg.}$$

Succión del extractor

$$\text{Longitud de ductos} = 2 \text{ m} = 6.56 \text{ ft.}$$

$$P_{DS} = \frac{6.56}{100} \times 1.15 \text{ " WC} = 0.075 \text{ " WC} = 0.005 \text{ " Hg.}$$

$$\text{Presión estática} = PE = \rho h = 0.06 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} (-2 \text{ ft}) = -0.12 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} = -0.002'' \text{ Hg.}$$

Presión de descarga en el extractor

$$H_D = 1.5 \text{ " Hg.} + 0.04 \text{ "Hg} + 0.05 \text{ "Hg.}$$
$$= 1.59 \text{ " Hg.}$$

Presión de succión en el extractor.

$$H_S = - 0.002 \text{ "Hg.} - 0.005 \text{ " Hg.}$$

$$H_S = - 0.007 \text{ " Hg.}$$

PRESION DESARROLLADA POR EL EXTRACTOR.

$$H = H_D - H_S$$

$$H = 1.59 + 0.007$$

$$H = 1.597 \text{ "Hg}$$

$$H = 1-6 \text{ "Hg}$$

SECCION DEL EXTRACTOR

$$Q = 5304 \text{ ft}^3/\text{min.}$$

$$H = 1.6 \text{ "Hg}$$

$$\text{Factor de densidad} = \frac{460 + 70}{460 + 662} = \frac{23.41}{29.92} = 0.37$$

$$\frac{1.6 \text{ "Hg}}{0.37} = 4.32 \text{ "Hg}$$

$$Q = 5304 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$P = 4.32 \text{ "Hg}$$

DATOS QUE SE EMPLEARON PARA EL USO DE LAS TABLAS DE

BUFFALO FORGE COMPANY

$$Q = 5600 \text{ ft}^3/\text{min.}$$

$$P = 4.5 \text{ "Hg.}$$

$$\text{RPM} = 1523$$

$$\text{BHP} = 8.89$$

Corrigiendo la presión y BHP:

(Q) extractor = 5600 ft³/min

(RPM) extractor ; 1523

Presión diferencial del extractor = 4.5 x 0.37 = 1.66 "Hg.

HP extractor = 8.89 x 0.37 = 3.29

HP motor = $\frac{3.29}{0.9}$ = 3.65

HP motor selec + 5 HP

Tamaño del extractor 35 MW

TABLA (1) ECUACIONES PARA DETERMINAR LOS PRODUCTOS DE LA COMBUSTION DE
 COMBUSTIBLES GASEOSOS (TODOS LOS PORCENTAJES SON PORCIENTOS
 EN VOLUMEN)

(1) $\frac{\text{lb de prod. de combus.}}{\text{ft}^3 \text{ combustible}}$	=	$\% \text{ CO (0.00256) + \% H}_2 \text{ (0.001873) + \% CH}_4 \text{ (0.00772) +}$ $\% \text{ C}_2\text{H}_6 \text{ (0.01356) + \% C}_3\text{H}_8 \text{ (0.0194) + \% C}_4\text{H}_{10} \text{ (0.0261)}$ $+ \% \text{ CO}_2 \text{ (0.001164) + \% N}_2 \text{ (0.00074) + \% H}_2\text{O (0.000476)}$ $\% \text{ O}_2 \text{ (0.0028)}$
(2) $\frac{\text{lb CO}_2}{\text{ft}^3 \text{ combustible}}$	=	$\% \text{ CO (0.001165) + \% CH}_4 \text{ (0.001165) + \% C}_2\text{H}_6 \text{ (0.0023 +}$ $\% \text{ C}_3\text{H}_8 \text{ (0.00349) + \% C}_4\text{H}_{10} \text{ (0.00465) + \% CO}_2 \text{ (0.001164)}$
(3) $\frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{ft}^3 \text{ combustible}}$	=	$\% \text{ H}_2 \text{ (0.000476) + \% CH}_4 \text{ (0.000951) + \% C}_2\text{H}_6 \text{ (0.00143) +}$ $\% \text{ C}_3\text{H}_8 \text{ (0.001905) + \% C}_4\text{H}_{10} \text{ (0.00238) + \% H}_2\text{O (0.000476)}$
(4) $\frac{\text{lb N}_2}{\text{ft}^3 \text{ combustible}}$	=	$\% \text{ CO (0.001398) + \% H}_2 \text{ (0.001398) + \% CH}_4 \text{ (0.00561) +}$ $\% \text{ C}_2\text{H}_6 \text{ (0.0098) + \% C}_3\text{H}_8 \text{ (0.01398) + \% C}_4\text{H}_{10} \text{ (0.01821) +}$ $\% \text{ N}_2 \text{ (0.00074) - \% O}_2 \text{ (0.0028)}$
(5) $\frac{\text{ft}^3 \text{ prod. combs.}}{\text{ft}^3 \text{ combustible}}$	=	$\% \text{ CO (0.0289) + \% H}_2 \text{ (0.0289) + \% CH}_4 \text{ (0.1056) +}$ $\% \text{ C}_2\text{H}_6 \text{ (0.1824) + \% C}_3\text{H}_8 \text{ (0.2590) + \% C}_4\text{H}_{10} \text{ (0.3360) +}$ $\% \text{ INERTES (0.01) - \% O}_2 \text{ (0.0378)}$
(6) $\frac{\text{ft}^3 \text{ prod. combs. seco}}{\text{ft}^3 \text{ combustible}}$	=	$\% \text{ CO (0.0289) + \% H}_2 \text{ (0.0189) + \% CH}_4 \text{ (0.0856) +}$ $\% \text{ C}_2\text{H}_6 \text{ (0.1524) + \% C}_3\text{H}_8 \text{ (0.219) + \% C}_4\text{H}_{10} \text{ (0.2860) +}$ $\% \text{ INERTES (0.01) - \% O}_2 \text{ (0.0378)}$
(7) $\frac{\text{ft}^3 \text{ CO}_2}{\text{ft}^3 \text{ combustible}}$	=	$\% \text{ CO (0.01) + \% CH}_4 \text{ (0.01) + \% C}_2\text{H}_6 \text{ (0.02) + \% C}_3\text{H}_8$ $\text{(0.03) + \% C}_4\text{H}_{10} \text{ (0.04) + \% CO}_2 \text{ (0.01)}$
(8) $\% \text{ CO}_2 \text{ EN GASES SECOS}$	=	$\frac{100 \times \text{ft}^3 \text{ CO}_2}{\text{ft}^3 \text{ combust.}} \div \frac{\text{ft}^3 \text{ prod. de combs. seco}}{\text{ft}^3 \text{ de combustible}}$
(9) $\frac{\text{ft}^3 \text{ H}_2\text{O}}{\text{ft}^3 \text{ combustible}}$	=	$\% \text{ H}_2 \text{ (0.01) + \% CH}_4 \text{ (0.02) + \% C}_2\text{H}_6 \text{ (0.03) + \% C}_3\text{H}_8$ $\text{(0.04) + \% C}_4\text{H}_{10} \text{ (0.05) + \% H}_2\text{O (0.01)}$
(10) $\frac{\text{ft}^3 \text{ N}_2}{\text{ft}^3 \text{ combustible}}$	=	$\% \text{ CO (0.0189) + \% H}_2 \text{ (0.0189) + \% CH}_4 \text{ (0.0756) +}$ $\% \text{ C}_2\text{H}_6 \text{ (0.1324) + \% C}_3\text{H}_8 \text{ (0.189) + \% C}_4\text{H}_{10} \text{ (0.246)}$ $\% \text{ N}_2 \text{ (0.01) - \% O}_2 \text{ (0.0378)}$

TABLA (2) ECUACIONES PARA DETERMINAR LOS PRODUCTOS DE COMBUSTION DE COMBUSTIBLES LIQUIDOS (TODOS LOS PORCENTAJES SON PORCIENTOS DE PESO)

- (11) $\frac{\text{lb prod. de combs.}}{\text{lb combustible}} = \% C (0.1253) + \% H (0.356) + \% S (0.053) +$
 $\% \text{ INERTES } (0.01) - \% O (0.0332)$
- (12) $\frac{\text{lb CO}_2}{\text{lb combustible}} = \% C (0.0367) + \% \text{ CO}_2^+ (0.01)$
- (13) $\frac{\text{lb H}_2 \text{ O}}{\text{lb combustible}} = \% H (0.09) + \% \text{ H}_2 \text{ O}^+ (0.01)$
- (14) $\frac{\text{lb N}_2}{\text{lb combustible}} = \% C (0.0886) + \% H (0.2658) + \% S (0.033) + \% N (0.01) -$
 $\% O (0.0332)$
- (15) $\frac{\text{ft}^3 \text{ prod. combs.}}{\text{lb combustible}} = \% C (1.505) + \% H (5.46) + \% S (0.557) + \% \text{ CO}_2^+ (0.0859) +$
 $\% \text{ H}_2 \text{ O}^+ (0.21) + \% N (0.135) - \% O (0.448)$
- (16) $\frac{\text{ft}^3 \text{ prod. seco}}{\text{lb combustible}} = \% C (1.505) + \% H (3.57) + \% S (0.557) + \% \text{ CO}_2^+ (0.0859) +$
 $\% N (0.135) - \% O (0.448)$
- (17) $\frac{\text{ft}^3 \text{ CO}_2}{\text{lb combustible}} = \% C (0.315) + \% \text{ CO}_2^+ (0.0859)$
- (18) $\% \text{ CO}_2 \text{ EN GASES SECOS} = \frac{100 \times \text{ft}^3 \text{ CO}_2}{\text{lb. combustible}} \div \frac{\text{ft}^3 \text{ de prod. de combs. seco}}{\text{lb combustible}}$
- (19) $\frac{\text{ft}^3 \text{ H}_2 \text{ O}}{\text{lb. de combustible}} = \% H (1.89) + \% \text{ H}_2 \text{ O}^+ (0.21)$
- (20) $\frac{\text{ft}^3 \text{ N}_2}{\text{lb combustible}} = \% C (1.046) + \% H (3.14) + \% H (3.14) + \% S (0.392) + \% N$
 $(0.135) - \% O (0.448)$

NOTAS Estas ecuaciones pueden ser usadas para combustibles caseosos los cuales no contengan CO

Si los valores sustituidos en las ecuaciones de arriba para % C y % H son -

porcentajes totales de carbono o hidrógeno, entonces el % O será --
oxígeno total

- (+) Si el % C incluye el carbono que se encuentra en forma de CO_2 , el término CO_2 puede ser omitido.
- (/) Si el % H_2 incluye el hidrógeno en forma de H_2O , El término H_2O - puede ser omitido.

T A B L A 3

CENTRO DE CONSUMO	CONSUMO G. N. (PCH)	TEMP.DE GASES A LA SALIDA (°F)	VOLUMEN DE GASES.PRO- DUCIDOS - COMBUSTION. (PCH)	VOLUMEN DE AIRE SECUN- DARIO. (PCH)	VOLUMEN TOTAL A CONDI - CIONES- DE DESA- LOJO (PCH)	VOLUMEN TOTAL DESALOJADO A- COND.NORMALES. (PCH)
Horno I	10205	662	318275		318 275	115317
Horno II	10205	662	318275	-	318 275	115317
Horno III	800	300	16894	99241	116 135	62 104
Horno IV	800	300	16894	99241	116 135	62 104
Horno V	7920	250	156940	1402748	1559688	891250
Horno VI	7920	250	156940	1402748	1559788	891250
Horno VIII y VIII-I	8712	250	172634	1623570	1796204	1026402

Condiciones normales :
T-60°F y 29.92 pulg. de mercurio .

T A B L A 4

CENTRO DE CONSUMO	VOL.TOT.MANEJADO A CONDS.DE DESA- LOJO. (PCH)	NUMERO DE EXTRACTORES	VOL.MANEJA DO POR EX- TRACTOR. (PCH)	VOL.MANEJADO POR EXTRAC-- TOR. (PCM)	DIAM. DEL - DUCTO DE DE SALOJO (PLGS)	TAMANO DEL EX TRAC - TOR.	POTENCIA DEL MOTOR ACOPLADO- AL EXTRAC TOR. (H.P.)
Horno I	318,275	1	318,275	5304	16	35MW	5
Horno II	318,275	1	318,275	5304	16	35MW	5
Horno III	116,135	1	116,135	1936	10	21MW	2
Horno IV	116,135	1	116,135	1936	10	21MW	2
Horno V	1559688	2	779,844	12998	21	70MW	10
Horno VI	1559688	2	779,844	12998	21	70MW	10
Horno VIII-VIII-I	1796204	3	598,735	9979	20	70MW	71/2

C A P I T U L O V I I

ESPECIFICACION DE MATERIALES Y NORMAS CONSTRUCCION.

1. Especificación de materiales para las redes de gas natural, gas LP y diesel:

La tubería será de acero al carbón con o sin costura siempre y — cuando sea de acuerdo con las especificaciones API S.L. Standard, API SLX, ASTM A-53 o sus variantes.

Las conexiones soldables deberán ser de acero al carbón sin costura cédula 40, calidad ASTM-A-234 Grado B ó WPA. Las conexiones rosca- bles deberán ser de acero calidad ASTM-A-105 Grado II, 3000 lb/plg², WOG.

Para el gas natural, las válvulas deberán ser tipo macho lubri- cable 175 lb/plg² WOG con bridas tipo FF (cara plana).

Las bridas deberán ser de acero, calidad ASTM-A-181. Grado I. — tipo FF (cara plana) de 150 lb/plg² ASA (10.5 Kg/cm² ASA), y empaques de asbesto comprimido o hule natural. Los espárragos podrán ser de ace- ro de aleación calidad ASTM-A-193. Grado B-7 con tuercas compañeras de — acero calidad ASTM-A- 194. Grado LH.

Se usarán varillas para soldar que llenen las especificaciones — siguientes:

CORDON	DIAMETRO DEL ELECTRODO	TIPO DE ELECTRODO
Fondeo	0.395 cm (⁵ / ₃₂ ")	AWS-6010 (Fleetweld S.P.)
Paso Caliente	0.395 cm (⁵ / ₃₂ ")	AWS-G-7010 (Shield ARC-85)
Relleno	0.476 cm (³ / ₁₆ ")	AWS-G-7010 (Shield ARC-85)

2. NORMAS DE CONSTRUCCION PARA LAS REDES DE GAS NATURAL, GAS LP Y DIESEL

2.1. Unión de Tuberías.

Soldadura.- Las soldaduras deben efectuarse bajo alguna de las — recomendaciones tales como las del Instituto Americano de Solda- dura, AWS A.3.O.

2.2. Sistema de Soldadura.

Se usarán varillas para soldar del tipo cubierto y clase adecuada para el trabajo, de acuerdo con las normas de A. N. S., A S T M de última revisión.

Los electrodos del tipo cubierto se mantendrán almacenados en seco para evitar absorción de humedad.

Cada soldadura se hará con el número de cordones, tamaño de electrodos y marca comercial de las mismas, de acuerdo con el diámetro y espesor de la tubería.

Dos cordones de soldadura nunca se iniciarán en el mismo punto y todos se harán siempre soldando hacia abajo.

La incrustación de escoria se removerá de cada cordón, socavación o ranura antes de depositar el siguiente cordón empleando herramientas adecuadas.

El primer cordón o fondeo se hace con la tubería en posición estacionaria, siendo obligatorio que lo hagan dos soldadores simultáneamente operando en cuadrantes opuestos cuando se soldan tubos de 406 mm. (10") o mayores.

Después del primer cordón se colocará un segundo cordón (paso -- caliente), después del cual el número especificado de cordones será colocado por los soldadores de acabado. El número de cordones de acabado será del que permita tener una soldadura terminada con un refuerzo arriba de la soldadura del tubo con un espesor no menor de 0.79 mm. ($\frac{1}{32}$ "), y no más de 1.59 mm ($\frac{1}{16}$ "). El ancho del refuerzo deberá ser de 3.18 mm ($\frac{1}{8}$ ") mayor que el ancho de la ranura original.

La soldadura terminada presenta un aspecto nítido y uniforme y será limpiado y cepillado totalmente.

No se aceptará ni reparará ninguna soldadura que contenga grietas

tas, no importando su tamaño ni localización.

2.3. Extremos del Tubo.

Las superficies de los extremos a soldar deben estar perfectamente limpios y carentes de todo material que pueda perjudicar la soldadura.

Los extremos de la tubería deben estar alineados perfectamente, debiéndose de mantener estrictamente en la misma posición durante la operación completa de la soldadura.

Se realizará una prueba neumática para asegurarse que no tengan fugas en las soldaduras, inyectando aire comprimido a una presión de 7 Kg/cm^2 (100 lb/plg^2), y con espuma de jabón detergente se localizarán las fugas en las soldaduras.

Todos los componentes de un sistema de tuberías incluyendo válvulas, conexiones, etc., serán seleccionados para las presiones de operación previstas y otras cargas especificadas con tensiones no excediendo aquellas permitidas para material similar al tubo utilizado en el mismo lugar y tipo de servicio. Los componentes serán seleccionados de acuerdo con las pruebas de presión de campo, para las cuales han sido diseñadas, no debiendo mostrar fallas o escapes ni defectos que puedan perjudicar el servicio.

Las válvulas se usarán solamente bajo las recomendaciones de servicio efectuadas por el fabricante.

Todas las válvulas deberán estar de conformidad con las recomendaciones de ASA relativas a espesor mínimo de pared, materiales y dimensiones apropiadas para los límites de presión y temperatura concernientes al diseño en particular.

Las conexiones y válvulas roscadas deberán estar de acuerdo con las recomendaciones de ASA B.2.1. de las Normas Americanas para Rosca de Tubos o las recomendaciones API para válvulas y conexiones.

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

ESTUDIO ECONOMICO : MATERIAL Y MANO DE OBRA PARA LAS
INSTALACIONES.

MATERIALES:

Siguiendo las trayectorias del plano isométrico No. 2 se obtuvo la lista de los materiales que se anexa.

Sobre el estimado en precio cabe aclarar que los proveedores de tubería y accesorios notifican que los precios informados no son de ninguna manera estables, ya que el precio del acero se mantiene sumamente variable.

La lista de materiales anexa, comprende desde el punto de partida de cada red de combustible, hasta la válvula de seccionamiento respectiva de cada centro de consumo, ya que se considera que el costo de equipo y accesorios de control y seguridad, deberán cargarse al costo de los hornos y secadores, no a las redes de combustibles.

MANO DE OBRA:

Con el fin de facilitar el estimado de la mano de obra para llevar a cabo la instalación de las redes de combustible se efectuará un estudio económico del precio por Hora-Hombre y el concepto de Tiempo-Gente destinada a cada actividad que sea necesaria.

Cálculo del Estimado de la Hora - Hombre.

No.	Concepto	Sobrestante	Oficial	Ayudante
1	Salario base por día	150.00	120.00	60.00
2	Cargo por séptimo día .	25.00	20.00	10.00

No.	Concepto.	Sobrestante.	Oficial.	Ayudante.
3	Seguro Social	23.91	18.32	9.56
4	Infonavit 5%	7.50	6.00	3.00
5	Educación 1%	1.50	1.20	0.60
6	Liquidación, aguinaldo y vacaciones.	<u>9.37</u>	<u>7.50</u>	<u>3.75</u>
		217.28	173.02	86.91
7	Supervisión, administra- ción y utilidad 35%	<u>76.04</u>	<u>60.55</u>	<u>30.41</u>
		293.32	233.59	117.32
8	Impuestos sobre Ingre- sos Mercantiles 4%	<u>11.73</u>	<u>9.34</u>	<u>4.69</u>
		305.05	242.37	122.01
9	Cantidades cerradas — por día	305.00	242.00	122.00
10	Renta de equipo y herramienta necesaria para un grupo de tubero, - soldador y ayudantes.			
	CONCEPTO		\$/DIA	
A)	Máquina de Soldar (200amp)	50.00		
B)	Equipo de corte	30.00		
c)	Juego herramientas de mano.	<u>40.00</u>		
			120.00 x 7 días = 840.00	\$/sem.
11	Material de consumo promedio x semana.			
	Gases de Corte	1 Carga x 300.00	\$/carga	300.00
	Soldadura	10 Kg x 15.00	\$/Kg.	150.00
	Varios			<u>100.00</u>
				550.00 \$/sem.
	Total herramienta. Y nat. de consumo.			1,390.00 \$/sem.

Estimado Hora- Hombre:

1	Sobrestante	\$307.00 al 25%	76.75
2	Oficiales	\$242.00 al 100%	484.00
2	Ayudantes	\$123.00 al 100%	<u>246.00</u>
			806.75

Gasto mat. de consumo y herramienta \$806.75 \$/dfa x 6 dias=\$4,840.50

1,390.00

6,230.50\$/sem.

1	Sobrestante	48 hrs./sem. x 25% =	12 hrs./sem.
2	Oficiales	48 hrs./sem. ^c /ux 100% =	96 hrs./sem.
2	Ayudantes	48 hrs./sem. ^c /ux 100% =	96 hrs./sem.
			<u>204 hrs./sem.</u>

Importe/semana 6,230.50 \$/sem. = 30.54 + Imprevistos.

Horas-Hombre/sem. 204.00 H-H/sem.

Precio por H-H = \$31.00

Desglose de los puntos números 3 y 6 para mejor entendimiento del desarrollo anterior.

3.-Desglose del cargo del Seguro Social, incluyendo el cargo por riesgo profesional (125%).

Cuota semanal = Cuota patrón + 1.25 cuota obrero-patronal.

Para un sueldo base de 150.00 \$/dfa tenemos

C.S. = 75.47 + (1.25 x 55.13) = 167.35 \$/sem.

167.35\$/sem x 1 sem./7 dias = 23.91 \$/dfa.

Idem. para sueldos de Oficial y Ayudante.

6.- Desglose del cargo de Liquidación, aguinaldo y vacaciones.

Conforme a la Ley Federal del Trabajo, el trabajador debe recibir:

Aguinaldo 15 días/año

Vacaciones 6 días/año

25% Compensación 1.5 días/año
vacaciones

Total 22.5 días/año $\times \frac{1 \text{ año}}{360 \text{ días}}$ x 100 = 6.25%

Para un sueldo de 150.00 \$/día tenemos:

150.00 \$/día x 6.25 % = 9.37 \$/día.

Idem. para los sueldos de oficial y ayudante.

LISTA DE ACTIVIDADES A DESARROLLAR PARA LA INSTALACION DE LAS
REDES DE COMBUSTIBLES.

- 1.- Acarreo de materiales de almacén hasta pie de la obra.
- 2.- Tendido, alineado y nivelado de tubería y accesorios.
- 3.- Soldado y/O roscado de tubería y accesorios.
- 4.- Fabricación e instalación de soportes.
- 5.- Colocación de tubería en soportes y empates.
- 6.- Pintura anticorrosiva y de acabado.
- 7.- Pruebas,

En la siguiente tabla se desarrollará el Tiempo-Gente que es necesario para efectuar las actividades antes mencionadas teniendo como base:

- a).- Se dividirán las redes en tramos de acuerdo con el plano isométrico No. 2.
- b).- Las cuadrillas estarán formadas por un soldador, un tubero, y dos ayudantes, reclinando que la parte proporcional del sobrestante está cargado en el precio por Hora-Hombre.
- c).- Se tendrán en cuenta solamente los días hábiles, ya que el 7o. día fué cargado en el precio por Hora-Hombre.
- d).- Los días se multiplicarán por 8 hrs./día, tal como lo establece la Ley Federal del Trabajo, para obtener horas totales.
- e).- Se efectuará una tabla para cada red de combustible.

Costo de mano de obra para instalación de Red de Gas Natural.

Tramo	Ø Tub.	Longitud	número de cuadrillas.	Total de Hombres	Días	Hrs.	H -H.	\$/tramo.
A-B	4"	576 mts.	4	16	24.0	192	3072	95 232
B-W	2"	8 mts.	1	4	2.0	16	64	1984
B-J	2"	30 "	2	8	5.0	40	320	9920
B-C	2 1/2 "	30 "	2	8	5.0	40	320	9920
C-D	3 "	4 "	1	4	2.0	16	64	1984
D-K	2"	9 "	1	4	2.5	20	80	2480
K-L	2"	15 "	1	4	3.0	24	96	2976
K-Z	1"	28 "	1	4	4.0	32	128	3968
D-E	3"	34 "	2	8	8.0	64	512	15872
E-N	1 1/2"	12 "	1	4	4.0	32	128	3968
N-C	1 1/2"	11 "	1	4	4.0	32	128	3968
N-P	1 1/2"	3 "	1	4	2.0	16	64	1984
E-Q	1 1/2"	9 "	1	4	3.0	24	96	2976
Q-R	1 1/2"	7 "	1	4	2.0	16	64	1984
R-S	1 1/2"	17 "	1	4	5.0	40	160	4960
E-Y	2 1/2"	8 "	1	4	2.0	16	64	1984
Y-F	2 1/2"	10 "	1	4	3.0	24	96	2976
F-G	2 1/2"	15 "	1	4	3.0	24	96	2976
G-H	2"	40"	2	8	6.0	48	384	11904
G-U	1"	<u>52 "</u> 918	2	8	7.0	56	<u>448</u> 6 384	13888

\$197 904

COSTO DE MANO DE OBRA PARA INSTALACION DE RED DE GAS L.P.

Tramo	ØTub.	Longitud	Número de Cuadrillas	Total de Hombres	Días	Horas	H - H	\$/Tramo
A-B	3"	88.5	2	8	10.0	80	640	19 840
B-U	1"	18.5	1	4	3.0	24	96	2 976
B-G	2 1/2"	38.8	2	8	6.0	48	384	11 904
G-H	1 1/2"	40.0	2	8	5.0	40	320	9 920
G-F	2"	15.0	1	4	3.0	24	96	2 976
F-Y	2"	10.0	1	4	2.0	16	64	1 984
Y-E	2"	8.0	1	4	2.0	16	64	1 984
E-Q	1 1/2"	8.5	1	4	2.0	16	64	1 984
Q-R	1 1/2"	6.6	1	4	2.0	16	64	1 984
R-S	1 1/2"	17.4	1	4	3.0	24	96	2 976
E-N	1 1/2"	18.0	1	4	3.0	24	96	2 976
N-P	1 1/2"	3.0	1	4	1.0	8	32	992
N-O	1 1/2"	6.0	1	4	2.0	16	64	1 984
E-D	2"	34.0	2	8	5.0	40	320	9 920
D-K	2"	8.5	1	4	2.0	16	64	1 984
V-L	1"	15.0	1	4	3.0	24	96	2 976
K-Z	1"	28.0	1	4	4.0	32	128	3 968
D-C'	2"	22.5	1	4	3.5	28	112	3 472
C'-W	2"	9.0	1	4	2.0	16	64	1 984
C-J	2"	<u>27.0</u>	1	4	5.0	40	<u>160</u>	<u>4 960</u>
		422					<u>3 024</u>	<u>\$93 744</u>

A continuación un ejemplo para ilustrar lo anteriormente dicho.

Red de Gas Natural:

Tramo: A-B.

Dian.

ϕ : 4"

Longitud: 576 mts.

No. Cuadrillas: 4

Total de hombres: 4 cuadrillas x 4 hombres/cuadrilla = 16 hombres.

Días: 24

Hrs.: 24 días x 8 hrs./día = 192 hrs.

H-H: 16 hombres x 192 hrs. = 3,072 H-H.

\$/tramo = 3,072 H/H x 31 \$/H/H. = \$95,232.00

Como este tramo irá enterrado, en lugar de colocación de tubería - en soportes tomaría su lugar la bajada de tubería en la zanja.

Los demás tramos de tubería son aéreos y siguen la lista de actividades antes descrita.

COSTO DE MANO DE OBRA RED DE DIESEL.

Tubería de Tanques de almacenamiento a tanques de día son:

229 mts. de 1" ϕ

Número Cuadrillas: 3

Total hombres: 3 cuadrillas x 4 $\frac{H}{\text{Cuad.}}$ = 12 H

Días: 12

Horas: 12 días x 8 hrs./día = 96

H-H: 96 H x 12 H = 1,152 H-H.

\$/tramo = 1152 H-H x 31 \$/H-H = \$ 35,712.00

De tanques de día a centros de consumo I y II, habiendo tubería de 2" - y 1 1/2 ϕ tenemos 95 metros.

Núm. Cuadrillas : 2

Total Hombres: 2 cuadrillas x 4 H/cuad. = 8 H.

Días: 10 días.

Horas: 10 días x 8 hrs/día = 80H.

H-H: 8 H x 80H = 640 H-H

\$/tramo 640 H-H x 31 \$/H-H = \$ 19,840.00

Para la instalación de las bombas de tanques de día a centros de consumo, se tendría la siguiente cuadrilla.

1 Mecánico

2 Ayudantes

No. Cuadrilla : 1

Total hombres: 1 cuadrilla x 3 hombres/cuadrilla = 3H

Días: 4

Horas: 4 días x 8 hrs/día = 32 H

H-H = 32 H x 3 H = 96 H-H

\$/instalación = 96 H-H x 31 \$/H-H = 2,976.00

TOTAL DE LA RED DE DIESEL: \$58,528.00

LISTA DE MATERIAL SEGUN PLANO ISOMETRICO No. 2

GAS NATURAL.

TRAMO A - E

PART. Ø	CONCEPTO	CANT.	UNID.	\$/UNIT	\$/ TOTAL
1	4" Tubo de A.C. alfa c/40	576	mts	91.00	52,416.00
2	4" Codo 90° sold. c/40	7	pza	186.00	1,302.00
3	4" Válv. de bola brida- da.	1	pza	6,685.00	6,685.00
4	4" Brida S.O. 150 #	2	pza	219.00	438.00
5	4x2 1/2" Reducción conc. sold.- c/4C	1	pza	164.00	<u>164.00</u>
					61,005.00

TRAMO B-N

1	2 1/2" Te recta sold. c/40	1	pza	261.00	261.00
	2 1/2x2" Reducción conc. sold. c/40	1	pza	108.00	108.00
	2" Tuberfa A.C. alfa c/40	8	mts.	31.00	248.00
	2" Codos rosc. 2000 #	5	pza	198.00	990.00
	2" Te recta rosc. 2000 #	2	pza	257.00	502.00
	2" Válv. de bola 150# rosc	4	pza	726.00	2,904.00
	2" Tuercas Unión 2000 #	3	pza	363.00	<u>1,089.00</u>
					6,102.00

TRAMO B-J

1	2 1/2" Tuberfa alfa A.C. c/40	1	mts.	49.00	49.00
	2 1/2" Te recta sold. c/40	1	pza	261.00	261.00
	2 1/2x2" Reducción conc. sold. c/40	1	pza	108.00	108.00
	2" Tuberfa A.C. alfa c/40	30	mts.	31.00	930.00

PART. Ø	C O N C E P T O	CANT.	UNID.	\$/UNIT	\$/TOTAL	
2"	Codo 90° sold. c/40	1	pza.	59.00	59.00	
2"	Codo 90° sold. c/40	5	pza	198.00	990.00	
2"	Te recta rosc. 2000#	2	pza	257.00	514.00	
2"	Válv. de bola 150# - rosc.	4	pza	726.00	2,904.00	
2"	Tuerca Unión 3000#	3	pza	363.00	<u>1,089.00</u>	
					6,904.00	
TRAMO B-C						
1	21/2"	Tubería A.C. alfa c/40	30	mts	41.00	1,230.00
	21/2"	Codos 90° sold. c/40	2	pza	84.00	168.00
	21/2"	Te recta sold. c/40	1	pza	261.00	<u>261.00</u>
						1,659.00
TRAMO C-D						
1	21/2x2"	Reducción conc. sold. c/40	1	pza		108.00
	2"	Te recta sold. c/40			159.00	318.00
	2"	Codo 90° rosc. 3000#	2	pza	198.00	396.00
	2"	Válv. de bola rosc. - 150 #	3	pza	726.00	2,178.00
	2"	Tuerca Unión 3000#	3	pza	363.00	1,089.00
	3" x 2"	Reducción conc. sold.- c/40	1	pza	129.00	129.00
	3"	Tubería A.C. alfa c/40	4	mts	64.00	<u>256.00</u>
						<u>4 474.00</u>

TRAMO D-K

PART.	Ø	C O N C E P T O	CANT.	UNID.	\$/ UNIT	\$/TOTAL.
1	3"	Te recta sold. c/40	1	pza	348.00	348.00
	3"x2"	Reducción conc. sold. c/40	1	pza	129.00	129.00
	2"	Tuberfa A.C. alfa c/40	9	mts	31.00	<u>279.00</u>
						756.00

TRAMO K-L

2"		Te recta sold. c/40	1	pza	159.00	159.00
2"		Tuberfa A.C. alfa c/40	15	mts	31.00	465.00
2"		Codo 90° sold. c/40	4	pza	59.00	236.00
2"		Válv. de globo rosc. 150 #	1	pza	726.00	<u>726.00</u>
						1,586.00

TRAMO K-Z

1	2"x1"	Reducción conc. sold. c/40	1	pza	89.00	89.00
1"		Tuberfa A.C. alfa c/40	28	mts	19.00	532.00
1"		Codos 90° sold. c/40	1	pza	33.00	33.00
1"		Válv. de bola bridada 150 #	1	pza	858.00	858.00
1"		Brida S.O. 150 #.	2	pza	74.00	<u>148.00</u>
						1,660.00

TRAMO D-R

3"		Tuberfa A.C. alfa c/40	34	mts	64.00	2,176.00
3"		Codos 90° sold. c/40	2	pza	113.00	226.00
3"		Te recta sold. c/40	2	pza	348.00	696.00
3"		Válv. bola bridada 150#	1	pza	4,420.00	4,420.00
3"		Brida S.O. 150 #	2	pza	152.00	<u>304.00</u>
						7,822.00

TRAMO E-N

PART.	Ø	C O N C E P T O	CANT.	UNID.	\$/UNIT	\$/TOTAL.
	3"	Te recta sold. c/40	1	pza	348.00	348.00
	3" x 1 1/2"	Reducción conc. sold. c/40	1	pza	138.00	138.00
	1 1/2"	Tubería A.C. alfa c/40	12	mts	23.00	<u>276.00</u>
						762.00

TRAMO N-P

	1 1/2"	Te recta sold.c/40	1	pza	153.00	153.00
	1 1/2"	Tubería de A.C.alfa c/40	3	mts	23.00	69.00
	1 1/2"	Válv. de bola bridada	1	pza	1,210.00	1,210.00
	1 1/2"	Brida S.O. 150#	2	pza	92.00	<u>284.00</u>
						1,616.00

TRAMO N-O

1	1 1/2"	Tubería A.C.alfa c/40.	11	mts	23.00	253.00
	1 1/2"	Codo 90° sold. c/40	4	pza	45.00	180.00
	1 1/2"	Válv. de bola bridada	1	pza	1,210.00	1,210.00
	1 1/2"	Brida S.O. 150 #	2	pza	92.00	184.00

TRAMO E-Q

1	3"	Te recta sold. c/40	1	pza	348.00	348.00
	3" x 1 1/2"	Reducción cons. sold. c/40	1	pza	138.00	138.00
	1 1/2"	Tubería A.C.alfa c/40	9	mts	23.00	207.00
	1 1/2"	Codo 90° sold. c/40	1	pza	45.00	45.00
	1 1/2"	Válv. de bola bridada	1	pza	1,210.00	1,210.00
	1 1/2"	Brida S.O. 150 #			92.00	<u>1,948.00</u>



TRAMO Q-R

PART.	Ø	CONCEPTO	CANT.	UNID.	\$/ UNIT	\$/TOTAL
	1 1/2"	Tuberfa A.C. alfa c/40	7	mts	23.00	161.00
	1 1/2"	Te recta sold. c/40	1	pza	153.00	153.00
	1 1/2"	Codo 90° sold. c/40	1	pza	45.00	45.00
	1 1/2"	Válv. de bola bridada	1	pza	1,210.00	1,210.00
	1 1/2"	Brida S.O. 150 #	2	pza	92.00	<u>184.00</u>
						1,753.00

TRAMO R-S

	1 1/2"	Tuberfa A.C. alfa c/40	17	mts	23.00	391.00
	1 1/2"	Te recta sold. c/40	1	mts	153.00	153.00
	1 1/2"	Codo 90° sold. c/40	3	mts	45.00	135.00
	1 1/2"	Válv. de bola rosc.	1	pza	605.00	<u>605.00</u>
						1,284.00

TRAMO E-Y

1	3" x 2 1/2"	Reducción conc. sold c/40	1	pza	129.00	129.00
	2 1/2"	Tuberfa A.C. alfa c/40	8	mts	49.00	392.00
	2"	Válv. de bola rosc.	1	pza	1,595.00	<u>1,595.00</u>
						2,116.00

TRAMO Y-F

	2 1/2"	Tuberfa A.C. alfa c/40	10	mtas	49.00	490.00
	2 1/2"	Te recta sold. c/40	1	mts.	261.00	<u>261.00</u>
						751.00

TRAMO F-G

PART. Ø	C O N C E P T O	CANT.	UNID.	\$/UNIT	\$/TOTAL
2 1/2 "	Tuberfa A.C. alfa c/40	15	mts	49.00	735.00
2 1/2 "	Te recta sold. c/40	1	pza	261.00	261.00
2 1/2 x 1"	Reduccion conc. sold. c/40	1	pza	128.00	128.00
1"	Válv. bola bridada	1	pza	858.00	858.00
1"	Brida S.O. 150#	2	pza	74.00	<u>148.00</u>
					2,130.00

TRAMO G-H

2 1/2 "	Te recta sold. c/40	1	pza	261.00	261.00
2 1/2 x 2"	Reduccion conc. sold. c/40	1	pza	108.00	108.00
2"	Tuberfa A.C. alfa c/40	40	mts	31.00	1,240.00
2"	Válv. bola bridada	2	pza	1,595.00	3,190.00
2"	Brida S.O. 150 #	2	pza	102.00	<u>204.00</u>
					5,003.00

TRAMO G-U

2 1/2 x 1"	Reduccion conc. sold. c/40	1	pza	128.00	128.00
1"	Tuberfa de A.C. alfa c/40	52	mts	19.00	988.00
1"	Codos 90° sold. c/40	3	pza	33.00	99.00
1"	Válv. de bola bridada	2	pza	858.00	1,716.00
1"	Te recta sold. c/40	1	pza	153.00	153.00
1"	Válv. de bola rosc.	1	pza	396.00	396.00
1"	Brida S.O. 150#	1	pza	74.00	<u>74.00</u>
					3,554.00

TOTAL MATERIAL \$ 114,557.00

LISTA DE MATERIAL SEGUN PLANO GAS
LICUADO L.P. ISOMETRICO No. 2.

TRAMO a-b

PART.	Ø	C O N C E P T O	CANT.	UNID.	\$/UNIT	\$/TOTAL
1						
	3"	Tuberfa A.C. alfa c/40	88.5	mts	64.00	9,664.00
	3"	Codo 90° sold. c/40	5	pza	113.00	965.00
	3"	Válv. de bola bridada	1	pza	4,420.00	4,420.00
	3"	Bridas S.O. 150#	2	pza	152.00	<u>304.00</u>
						15, 353.00

TRAMO b-v

1	3"	Te recta sold. c/40	1	pza	348.00	348.00
	3"x1"	Reducción conc. sold. c/40	1	pza	164.00	164.00
	1"	Tuberfa A.C. alfa c/40	18.5	mts	19.00	351.50
	1"	Codo 90° sold. c/40	4	pza	33.00	132.00
	1"	Válv. de bola bridada	1	pza	858.00	858.00
	1"	Brida S.O. 150#	2	pza	74.00	<u>148.00</u>
						2, 001.50

TRAMO b-g

	3"x2 $\frac{1}{2}$ "	Redc. conc. sold c/40	1	pza		
	2 $\frac{1}{2}$ "	Tuberfa de A.C. alfa c/40	38.8	mts	49.00	431.20
	2 $\frac{1}{2}$ "	Te recta sold. c/40	1	pza	261.00	261.00
	2"	Válvula de bola rosc.	1	pza	726.00	<u>726.00</u>
						1,418.20

TRAMO G-H

	2 $\frac{1}{2}$ "	Te recta sold. c/40	1	pza	261.00	261.00
--	-------------------	---------------------	---	-----	--------	--------

PART.	Ø	C O N C E P T O	CANT.	UNID.	\$/UNIT	\$/TOTAL
	$2\frac{1}{2}''$ x $1\frac{1}{2}''$	Reducción conc. sold. c/40	1	pza	117.00	117.00
	$1\frac{1}{2}''$	Tubería A.C. alfa c/40	40	mts	23.00	920.00
	$1\frac{1}{2}''$	Válvula de bola bridada	2	pza	1,210.00	2,420.00
	$1\frac{1}{2}''$	Bridas S.O. 150#	4	pza	92.00	<u>368.00</u>
						4,086.00
TRAMO G-F						
1	$2\frac{1}{2}''$ x 2"	Reducción conc. sold. c/40	1	pza	108.00	108.00
	2"	Tubería A.C. alfa c/40	15	mts	31.00	<u>465.00</u>
						573.00
TRAMO F-Y						
	2"	Tubería A.C. alfa c/40	10	mts	31.00	310.00
	2"x1"	Reducción conc. sold. c/40	1	pza	89.00	89.00
	1"	Válvula de bola bridada	1	pza	858.00	858.00
	1"	Brida S.O. 150#	2	pza	74.00	<u>148.00</u>
						1,405.00
TRAMO Y-E						
	2"	Tubería A.C. alfa c/40	8	mts	31.00	248.00
	2"	Te recta sold. c/40	1	pza	159.00	159.00
	2"	Válvula de bola rosc.	1	pza	726.00	<u>726.00</u>
						1,133.00
TRAMO E-Q						
	2"	Te recta sold. c/40	1	pza	159.00	159.00
	2"x1 $\frac{1}{2}$ "	Reducción conc. sold. c/40	1	pza	80.00	80.00
	$1\frac{1}{2}''$	Tubería de A.C. alfa c/40	8.5	mts	23.00	195.50

PART.	Ø	C O N C E P T O	CANT.	UNID.	\$/UNIT	\$/TOTAL
	1½"	Te recta sold. c/40	1	mts	153.00	153.00
	1½"	Codo 90° sold. c/40	1	mts	45.00	45.00
	1½"	Válvulas de bola bridada 2	2	mts	1,210.00	2,420.00
	1½"	Brida S.O. 150#	4	pza	92.00	<u>644.00</u>
						3,696.50
TRAMO Q-R						
1	1½"	Tubería A.C. alfa C/40	6.60	mts	23.00	151.80
	1½"	Te recta sold. c/40	1	pza	153.00	153.00
	1½"	Codo 90° sold.c/40	1	pza	45.00	45.00
	1½"	Válv. de bola bridada	1	pza	1,210.00	1,210.00
	1½"	Brida S.). 150#	2	pza	92.00	<u>184.00</u>
						1,743.80
TRAMO R-S						
	1½"	Tubería A.C. alfa c/40	17.4	mts	23.00	400.20
	1½"	Codo 90° sold. c/40	3	pza	45.00	135.00
	1½"	Válvula de bola rosc.	1	pza	605.00	<u>605.00</u>
						1,140.20
TRAMO E-N						
	2"	Te recta sold. c/40	1	pza	159.00	159.00
	2"x1½"	Reducción conc. sold. c/40	1	pza	80.00	80.00
	1½"	Tubería A.C. alfa c/40	18	mts	23.00	414.00
	1½"	Válvula de bola bridada 150#	1	pza	1,210.00	1,210.00
	1½"	Brida S.O.150 #	2	pza	92.00	<u>184.00</u>
						<u>2,047.00</u>

TRAMO N-P

PART.	Ø	C O N C E P T O	CANT.	UNID.	\$/UNIT	\$/TOTAL
	1½"	Tubería A.C. alfa c/40	3	mts	23.00	69.00
	1½"	Te recta sold. c/40	1	pza	153.00	153.00
	1½"	Codo 90° sold. c/40	1	pza	45.00	45.00
	1½"	Válvula de bola bridada	1	pza	1,210.00	1,210.00
	1½"	Bridas S.O. 150#	2	pza	92.00	<u>184.00</u>
						1,661.00

TRAMO N-O

	1½"	Tubería A.C. alfa c/40	6.0	mts	23.00	138.00
	1½"	Codos 90° sold. c/40	2	pza	45.00	90.00
	1½"	Válvula de bola bridada 150#	1	pza	1,210.00	1,210.00
	1½"	Brida S.O. 150#	2	pza	92.00	<u>184.00</u>
						1,622.00

TRAMO E-D

	2"	Tubería A.C. alfa c/40	34.0	mts	31.00	1,054.00
	2"	Codo 90° sold. c/40	2	pza	59.00	118.00
	2"	Te recta sold. c/40	2	pza	159.00	318.00
	2"	Tapón capa sold. c/40	1	pza	50.00	50.00
	2"	Válvula de bola bridada 150#	1	pza	1,595.00	1,595.00
	2"	Brida S.O. 150#	2	pza	102.00	<u>204.00</u>
						3,339.00

TRAMO D-K

	2"	Tubería A.C. alfa c/40	8.5	mts	31.00	263.50
	2"	Te recta sold. c/40	1	pza	159.00	<u>159.00</u>
						422.50

TRAMO K-L

PART.	Ø)	C O N C E P T O	CANT.	UNID.	\$/UNIT	\$/TOTAL
	2"	Te recta sold. c/40	1	pza	159.00	159.00
	2"x1"	Reducción conc. sold. c/40	1	pza	89.00	89.00
	1"	Tubería A.C. alfa — c/40	15	mts	19.00	285.00
	1"	Codo 90° sold. c/40	2	pza	33.00	66.00
	1"	Válv. de bola rosc.	1	pza	396.00	<u>396.00</u>
						995.00

TRAMO K-Z

	2"x1"	Reducción conc. sold. c/40	1	pza	89.00	89.00
	1"	Tubería A.C. alfa c/40	28	mts	19.00	532.00
	1"	Codos 90° sold. c/40	1	pza	33.00	33.00
	1"	Válvula de bola bridada 150#	1	pza	858.00	858.00
	1"	Bridas S.O. 150#	2	pza	74.00	<u>148.00</u>
						1,660.00

TRAMO D-C

1	2"	Tubería A.C. alfa c/40	22.5	mts	31.00	697.50
	2"	Codos 90° sold. c/40	2	pza	59.00	<u>118.00</u>
						815.00

TRAMO C¹-N

	2"	Tubería A.C. alfa c/40	9.0	mts	31.00	279.00
	2"	Codo 90° sold. c/40	1	pza	59.00	59.00
	2"	Te recta sold. c/40	1	pza	159.00	159.00
	2"	Válv. de bola 150# rosc.	1	pza	726.00	<u>726.00</u>
						1,223.00

TRAMO C¹-J

PART.	Ø	C O N C E P T O	CANT.	UNID.	\$/UNIT	\$/TOTAL
2"		Tubería A.C. alfa c/40	27	mts	31.00	837.00
2"		Codos 90° sold. c/40	2	pza	59.00	118.00
2"		Válvula de bola rosc.	1	pza	726.00	<u>726.00</u>
						1,681.00

TOTAL MATERIAL \$48,016.00

LISTA DE MATERIAL SEGUN PLANO ISOMETRICO No. 2

D I E S E L.

1.-TRAMO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO A TANQUE DE DIA.

PART.	Ø	C O N C E P T O	CANT.	UNID.	\$/UNIT	\$/TOTAL
1	1"	Tuberfa A.C. alfa c/40	229	mts	19.00	4,351.00
	1"	Codos 90° A.C.sold. c/40	12	mts	33.00	396.00
	1"	Te recta sold. c/40	2	pza	153.00	306.00
	1"	Tapón capa sold. c/40	2	pza	45.00	<u>90.00</u>
						5,143.00

TRAMO DE TANQUES DE DIA A BOMBAS Y RETORNOS.

3"	Tuberfa de A.C. alfa c/40	6	mts	64.00	256.00	
3"	Codo 90° sold. c/40	6	pza	113.00	678.00	
2"	Tuberfa A.C. alfa c/40	6	mts	31.00	186.00	
2"	Válvula comp. rosc. 125#	2	pza	450.00	900.00	
2"	Te recta rosc. 300#	4	pza	65.00	260.00	
2"	Codo 90° rosc. 300#	6	pza	35.00	210.00	
2"	Tuerca Unión 300#	3	pza	80.00	<u>240.00</u>	
						2,730.00

TRAMO DESCARGA DE BOMBAS A CENTROS DE CONSUMO I Y II.

2"	Tuberfa A.C. alfa c/40	15	mts	31.00	465.00	
2"	Codo sold. 90° c/40	1	pza	59.00	59.00	
2"	Te recta sold. c/40	1	pza	159.00	159.00	
2" x 1 1/2"	Red. conc. sold.	2	pza	80.00	160.00	
1 1/2"	Tuberfa A.C. alfa c/40	32	mts	23.00	736.00	
1 1/2"	Codo 90° sold. c/40	4	pza	45.00	180.00	
1 1/2"	Válvula comp. rosc. 150#	2	pza	350.00	<u>700.00</u>	
						2,459.00

TOTAL MATERIAL DIESEL: \$10,332.00

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

Como se ha podido observar a lo largo del presente trabajo, la planta que sirvió de base o referencia debe usar como combustible principal el Gas Natural, ya que éste presenta todas las ventajas descritas y muy pocas desventajas para los fines requeridos.

Aún cuando el Gas Natural está siendo restringido para su venta - dado que PEMEX está invirtiendo gran cantidad de dinero para la exploración y explotación de nuevos yacimientos de gas natural, con motivo del incremento de la industria petroquímica, es necesario por motivos de - proceso utilizarlo en este caso como se demuestra en el capítulo III.

En lo que respecta a los combustibles sustitutos se tienen que respetar las disposiciones gubernamentales hasta que se lleve a un acuerdo en la presente crisis energética.

Es nuestro deseo que el presente estudio haya servido como un ejemplo claro y conciso de los factores que implican el diseño y la construcción de una Red de Combustible, para así mismo facilitar el desarrollo de nuevos proyectos que impliquen el uso de combustibles.

LISTA DE MATERIAL DE LA RED DE DISTRIBUCION DE COMBUSTIBLES
EN LA PLANTA DE ESTUFAS Y REFRIGERADORES NACIONALES.

PLANOS: No. 2 y No. 3

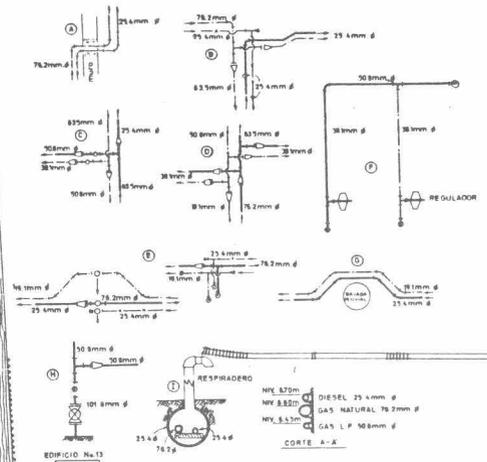
- 1.- Válvula de bola de 101.6 mm (4 plg) bridada.
- 1.A.- Idem. part. 1 pero de 38.1 mm (1 1/2).
- 1.B.- Idem. part. 2 pero de 50.8 mm (2 plg).
- 1.C.- Idem part. 1 pero de 25.4 mm (1 Plg).
- 1.D.- Idem. part. 1. pero 76.2 mm (3 plg).
- 2.- Válvula de bola de 50.8 mm (2 plg) roscada
- 2.A.- Idem. part 2 pero de 38.1 mm (1 1/2 plg).
- 2.B.- Idem part. 2 pero de 25.4 mm (1 plg).
- 2.C.- Idem part. 2 pero de 19.1 mm (3/4 plg).
- 2.D.- Idem part. 2 pero de 63.5 mm (2 1/2 plg).
- 2.F.- Idem part. 2 pero de 101.6 mm (4 plg).
- 3.- Regulador de presión.
- 4.- Regulador de presión.
- 5.- Motor Bomba de 1.5 HP
- 6.- Manómetro con válvula de globo de 6.3 mm (1/4 plg).
- 7.- Válvula de alivio 38.1 mm (1 1/2 plg).
- 8.- Válvula de compuerta 50.8 mm (2 plg) roscada.
- 9.- Cilindro de almacenamiento de giro.
- 10.- Válvula de globo de 38.1 mm (1 1/2 plg) roscada.
- 10.A.- Idem part. 10 pero de 25.4 mm (1 plg).
- 10.B.- Manómetro con válvula de globo de 9.5 mm (3/8 plg).
- 10.C.- Manómetro con válvula de bola de 6.3 mm (1/4 plg).
- 10.D.- Válvula solenoide de 38.1 mm (1 1/2 plg).

- 11.- Válvula shut-off de 38.1 mm (1 1/2 plg).
- 12.- Válvula solenoide de 19.1 mm (3/4 plg).
- 12.A.-Idem part 12 pero de 25.4 mm (1 plg).
- 13.- Regulador de presión.
- 14.- Manómetro con válvula de bola de 19.1 mm (3/4) plg).
- 15.- Generador de vapor clayton.
- 15.A. Idem part 15
- 15.B. Idem part 15
- 16.- Trampa de condensados.
- 17.-
- 18.- Regulador de presión.
- 19.- Hydromotor.
- 20.- Presuretrol.
- 21.- Regulador de presión.
- 22.- Regulador de presión.
- 23.- Regulador de presión.
- 24.- Regulador de presión.
- 25.- Regulador de presión.
- 26.- Regulador de presión.
- 27.- Válvula Shut-off de (4 plg).
- 28.- Filtro (Auto-Klean).
- 29.- Filtro de aire.
- 30.- Indicador de flujo.
- 31.- Ventilador.
- 31.A. Turbo Inyector 5500 R.P.M. motor de 1.5 HP
- 31.B. Idem part 31.A. pero de 6700 R.P.M. motor de 5 HP
- 32.- Válvula de compuerta de 4.8 mm (3/16 plg).

- 33.- Filtro para Diesel.
- 34.- Te con tapón cachucha de 50.8 mm (2 plg).
- 35.- Te con brida ciega de 50.8 mm (2 plg).
- 36.- Regulador de presión.
- 37.- Modutrol Motor.
- 38.- Mezclador "Caiza - Eclipse". de 50.8 mm (2 plg).
- 39.- Regulador de presión.
- 40.- Entrada a quemadores.
- 41.- Válvula reguladora de aire de 50.8 mm (2 plg).
- 42.- Idem part 41 pero de 25.4 mm (1 plg).
- 43.- Regulador de presión-
- 44.- Mezclador de 50.8 mm (2plg). con válvula de globo de
6.3 mm (1/3 plg).
- 45.- Regulador de presión.
- 46.- Válvula de globo con prensa estopa de 50.8 mm (2plg)
- 47.- Sistema de ignición (bujía).
- 48.- Tubos con perforaciones tipo quemador de 50.8 mm (2 plg).



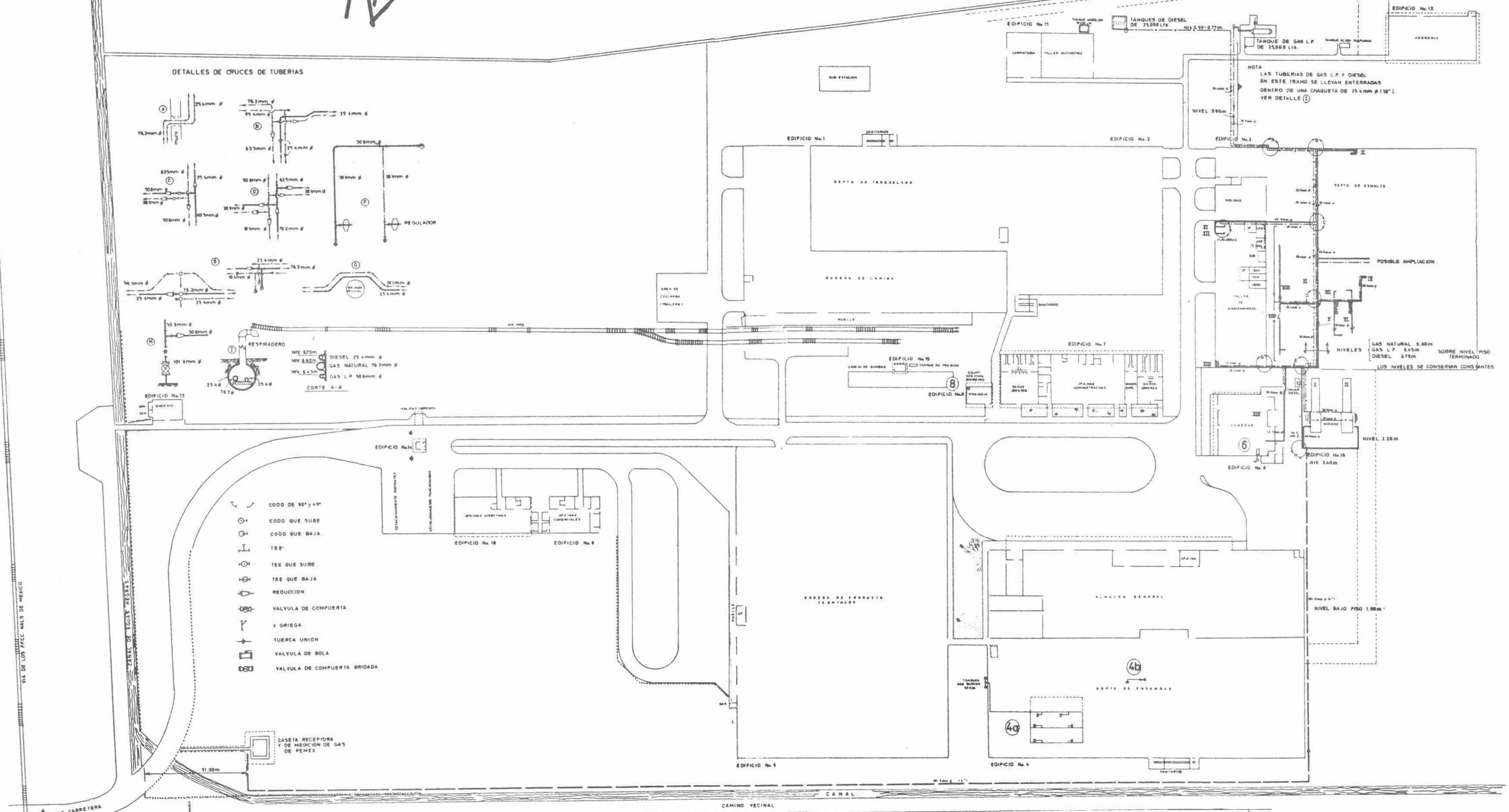
DETALLES DE CRUCES DE TUBERIAS



- ⤵ CODO DE 90° y 45°
- ⊕ CODO QUE SUBE
- ⊖ CODO QUE BAJA
- ⊥ TEE
- ⊕ TEE QUE SUBE
- ⊖ TEE QUE BAJA
- ⊘ REDUCCION
- ⊘ VALVULA DE COMPUESTA
- ⊥ Y GRIEGA
- ⊕ TUERCA UNION
- ⊘ VALVULA DE BOLA
- ⊘ VALVULA DE COMPUESTA BRIDADA

CASITA RECEPTORA DE MEDICION DE GAS DE PENEX

DETALLE No.1

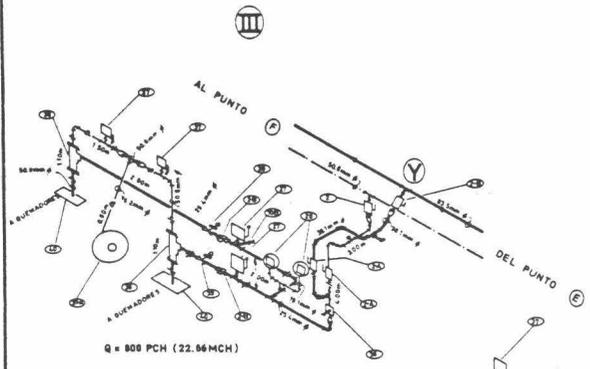


NOTA
LAS TUBERIAS DE GAS L.P. Y DIESEL EN ESTE TRAMO SE LLEVAN ENTERRADAS DENTRO DE UNA CHAQUETA DE 25.4mm φ (1"0"). VER DETALLE (1)

NIVELES
GAS NATURAL 5.50m SOBRES NIVEL PISO TERMINADO
GAS L.P. 5.15m
DIESEL 4.75m
LOS NIVELES SE CONSERVAN COMO SIGUE

TUBERIA CONDUCTORA DE GAS NATURAL ENTERRADA
TUBERIA CONDUCTORA DE GAS NATURAL AEREA
TUBERIA CONDUCTORA DE GAS L.P.
TUBERIA CONDUCTORA DE DIESEL

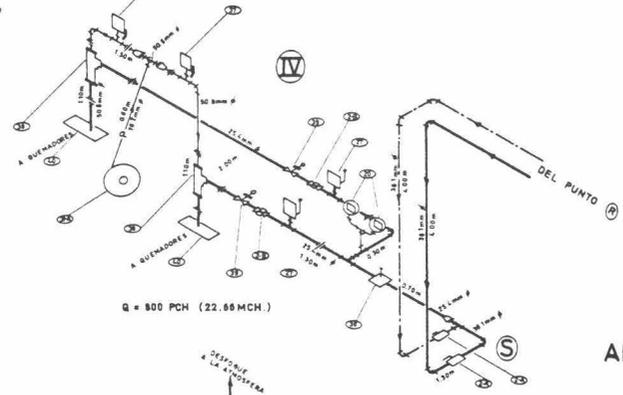
UNAM		FACULTAD DE QUIMICA	
TESIS PROFESIONAL			
PLANTA DE LA RED DE DISTRIBUCION DE GAS NATURAL Y COMBUSTIBLES SUSTITUTOS GAS L.P. Y DIESEL.			
ESPOSINA DURAN ARTURO	No. CTA 880185	FEBRERO 20-VII	PLANO No. 1
MARTINEZ BERRIA VICENTE R	No. CTA 882262		



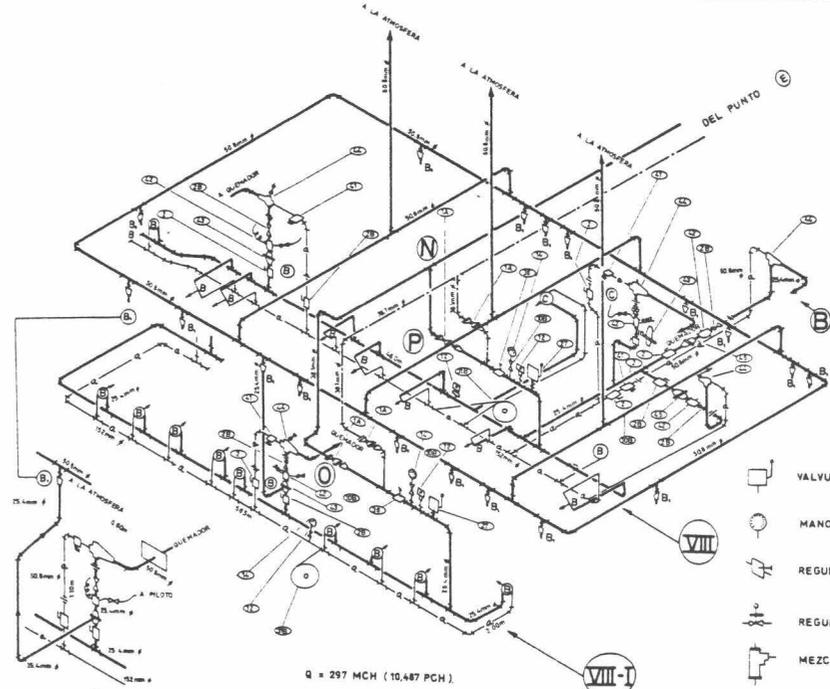
Q = 800 PCH (22.86 MCH)

ZONAS DE CONSUMO :

- I II HORNOS CONTINUOS.
- III IX SECADOR DE BLANCO (PUNTAS.)
- IV VI SECADOR PISO FUNDENTE (LADOS A y B.)
- VIII VIII-I SECADOR AEREO FUNDENTE (LADOS A y B.)
- X SECADOR DE DECAPADO
- II III III GENERADORES DE VAPOR (RG-33-175-110)
- IX COCINA.



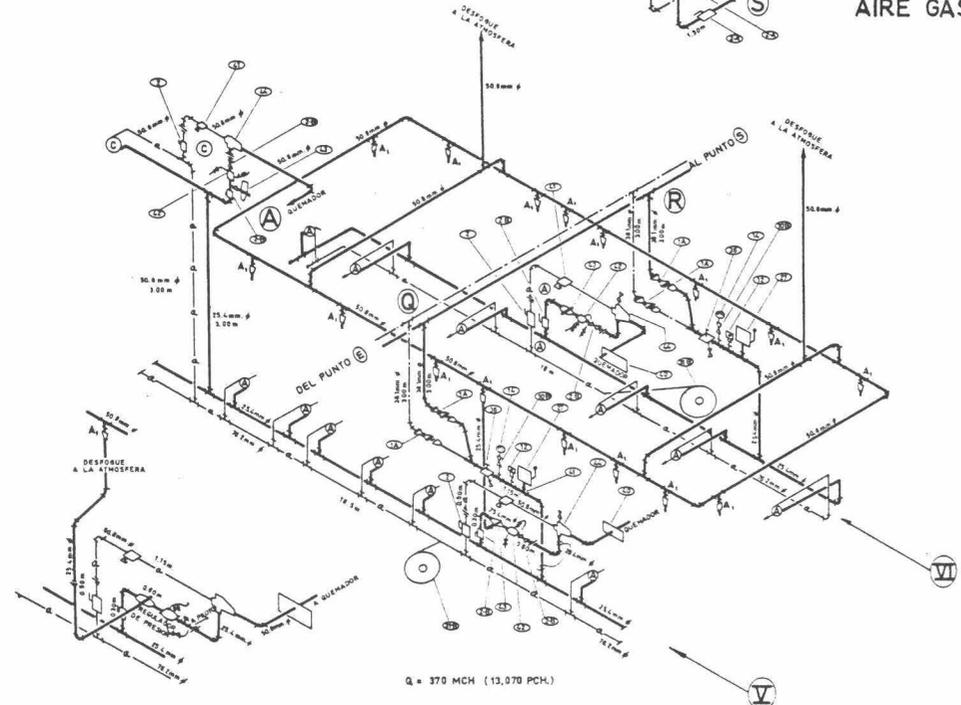
Q = 800 PCH (22.86 MCH)



DETALLE B MEZCLA AIRE GAS A QUEMADOR.

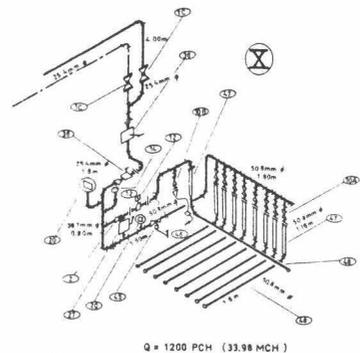
Q = 297 MCH (10.487 PCH)

- VALVULA SHUT-OFF "MAXON".
- MANOMETRO.
- REGULADOR "WILKERSON SYCMATIC".
- REGULADOR.
- MEZCLADOR "CAISA ECLIPSE".
- MEZCLADOR "MAXON".



DETALLE A MEZCLA AIRE GAS A QUEMADOR.

Q = 370 MCH (13.070 PCH)



Q = 1200 PCH (33.98 MCH)

- VALVULA DE BOLA ROSCADA
- VALVULA DE COMPUERTA ROSCADA.
- VALVULA DE BOLA BRIDADA.
- VALVULA REGULADORA DE AIRE ROSCADA
- REDUCCION CAMPANA.
- TEE.
- TUERCA UNION.
- CODO 90°
- CODO 45°
- VALVULA DE MARIPOSA.
- TRAMPA DE CONDENSADOS
- TURBOINVECTOR
- VALVULA DE GLOBO CON PRENSA ESTOPA.
- SWITCH MERCID (PRESURETROL.)
- VALVULA PILOSTATO.
- VALVULA SOLENOIDE.

- REGULADOR
- FILTRO.
- REGULADOR AIRE
- QUEMADOR
- TUBO VENTURI

UNAM	FACULTAD DE QUIMICA	
TESIS PROFESIONAL.		
ISOMETRICOS CON DETALLES DE CENTROS DE CONSUMO PARA GAS NATURAL Y L.P.		
ESPIOSA DURAN ANTONIO No. CTA. 4502453	FEBRERO 20-1974	PLANO No. 3
MARTINEZ DEBBIA VICENTE B No. CTA. 488124		

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

GAS ENGINEERS HANDBOOK FUEL GAS ENGINEERING PRACTICES

AMERICAN GAS ASSOCIATION

INDUSTRIAL PRESS INC. 1969

CHEMICAL ENGINEER'S HANDBOOK

JOHN H. PERRY

FOURTH EDITION 1963

Mc. GRAW- HILL BOOK COMPANY INC.

NORTH AMERICAN COMBUSTION HANDBOOK

FIRST EDITION

THIRD PRINTING 1965

FLOW OF FLUIDS THROUGH VALVES, FITTINGS AND PIPE

TECHNICAL PAPER No. 410

CRANE

COPYRIGHT, 1969

UNIT OPERATIONS OF CHEMICAL ENGINEERING

W. L. McCABE

Mc GRAW- HILL BOOK COMPANY INC.

PRINCIPLES OF CHEMISTRY

A. J. SONNESSA

COLLIER MACMILLAN

INDUSTRIAL EXHAUSTER

BULLETIN NUMBER FR501A

BUFFALO FORGE COMPANY, BUFFALO NEW YORK