

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

**DISEÑO DEL EQUIPO NECESARIO UTILIZADO
EN UN SISTEMA DE PRUEBA HIDROSTATICA
PARA UN REACTOR REFORMADOR DE GASOLINA**

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A

JOSE JUAN ECHAIDE SANCHEZ

1 9 7 7



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 1977
CDD M-105 1129
FECHA _____
PROC. _____
S. _____



PRESIDENTE: Prof. VLADIMIR ESTIVIL RIERA

Jurado asignado originalmente según el tema. VOCAL: Prof. CARLOS DOORMAN MONTERO

SECRETARIO: Prof. ARTURO LOPEZ TORRES

1er. SUPLENTE: Prof. LUCILA C. MENDEZ CHAVEZ

2do. SUPLENTE: Prof. JESUS A. TAPIA PEREZ

Se desarrolló el tema en: Refinería "MIGUEL HIDALGO", Tula de Allende, Hgo.

Sustentante: JOSE JUAN ECHAIDE SANCHEZ

Asesor: ING. ARTURO LOPEZ TORRES

Supervisor Técnico: ING. ENRIQUE GONZALEZ GARCIA

A mis padres

José A. Echaide Contreras

y

Celia Sánchez de Echaide

A TODOS AQUELLOS QUE CONTRIBUYERON PARA QUE ESTA TESIS
SE HICIERA UNA REALIDAD

GRACIAS.....MUCHAS GRACIAS

I N D I C E :

INTRODUCCION.

CAPITULO I.- GENERALIDADES

CAPITULO II.- DESCRIPCION DEL SISTEMA DE PRUEBA

CAPITULO III.-CALCULOS

CAPITULO IV.- DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION

CAPITULO V.- COSTOS

CONCLUSIONES

BIBLIOGRAFIA

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

El hecho de "PROBAR" antes de entrar en operación un equipo de una planta de proceso, ya sea antes de depositarlo en su localidad definitiva, o una vez situado, se presenta por la necesidad de asegurar que este equipo está fabricado bajo normas ya establecidas por agrupaciones tales como: Sociedad Americana de Pruebas de Materiales (ASTM);- Asociación de Fabricantes de Intercambiadores Tubulares -- (TEMA); Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos (ASME), etc.; donde estas agrupaciones dedicadas a someter a los equipos a exámenes de resistencia en condiciones drásticas (la destrucción inclusive), así como la investigación de las causas más probables de falla de los mismos; para de este modo establecer códigos que sirvan de guía a los diseñadores y fabricantes para poder estipular, ya sea, desde las dimensiones, o el material más adecuado para un caso específico, hasta los patrones de fabricación de equipo -- más usuales para que con ésto, los inspectores, mantenedores, operadores, y para este caso todos ellos haciendo la función de supervisores, se les permita mediante observaciones (visuales unas y con la ayuda de instrumentos otras) de sencillas pruebas o exámenes de campo se aseguren así de que en el diseño, fabricación, construcción y montajes, se cumplieron con las normas antes mencionadas.

En el caso de que el equipo a "PROBAR" sea un reactor (1) vertical de poco más de 39 metros de altura, dividido en tres secciones, posibles de interconectarse entre sí, -

sucede que éste entra en la categoría de recipientes sometidos a presión (4) y una de las pruebas o exámenes que se le deben hacer por lo anteriormente expuesto, es la prueba hidrostática, la cual consiste en llenar el recipiente con agua y presionarlo hasta un límite determinado (como se verá en el Capítulo Primero (1)).

Aunque se indicó que las normas de diseño, fabricación, construcción y montaje son para que los supervisores de estas etapas, mediante sencillas pruebas den por cumplidas las normas; la realización de estas pruebas puede presentar alguna dificultad, no por la prueba en sí, sino por las características especiales de que puede estar revestida, así pues, para el reactor de Reformación de Gasolina de la Refinería Miguel Hidalgo en Tula de Allende, Estado de Hidalgo, el cual pesa internamente de acero, tales que de encontrarse por debajo de los 23°C y sometidos a esfuerzos, son susceptibles de presentar fracturas, ya que su resistencia es para altas temperaturas; por este motivo la sencillez de la prueba hidrostática requiere de consideraciones adicionales, como lo son: el idear un sistema de prueba tal, que pueda manejar el volumen de agua que necesita y que además sea capaz de mantener este volumen de agua a una temperatura que, durante el tiempo de llenado, prueba y vaciado del reactor solo se pierda una cantidad de calor la cual al final de esta operación nos haga que la temperatura final sea superior a la mínima requerida, para de este modo evitar el causarle daño al equipo.

C A P I T U L O I

GENERALIDADES.

I. 1.- Descripción breve del Reactor.

El reactor de la planta reformadora de Naftas (1) es un recipiente vertical de acero A-387 Grado C normalizado y templado constituido por tres secciones (A,B,C) conectadas en serie formando un reactor cada una de ellas con las siguientes características del recipiente:

Altura total del recipiente = 39.491 mts.

Volumen " " " = 377 m³

Peso " " " = 366000 kg.

Temperatura interna de trabajo = 543°C

Presión interna de trabajo = 20.7 kg/cm² Reactor A

" " " " = 20.0 " " B

" " " " = 19.3 " " C

Además posee sus boquillas de entrada y salida a los diferentes reactores de 71.2 cm. (28") de libraje especial, cara realzada; boquillas de carga y descarga del catalizador de 6.67 cm., y dos registros de visita de 152.4 cm. -- (60") forrada con material aislante soportado sobre una estructura de vigas de acero y cimentación de concreto. Para cada uno de los reactores se tiene un cilindro de las siguientes características:

Volúmen del reactor A = 62.62 m³

" " " B = 81.95 m³

" " " C = 125.32 m³

y con internos en cada uno de los reactores formados con canastas de malla de acero austenítico para soportar el catalizador, con un ducto central del mismo material para extraer del lecho catalítico los productos de la reacción.

I.2.- Importancia del reactor como parte de conversión.

El reactor de reformación es la parte modular del proceso denominado platforming (2) en el cual se lleva a cabo una reacción heterogénea de reformación catalítica que emplea un catalizador selectivo que contiene platino para convertir en presencia de hidrógeno, naftas o gasolinas de cadena abierta, en componentes de alto octano tales como combustibles automovilísticos o gasolinas para avión.

La reformación catalítica se usa también para producir cargas ricas en aromáticos que por una subsecuente extracción, pueden producir Benceno, Tolueno, Xileno y aromáticos pesados.

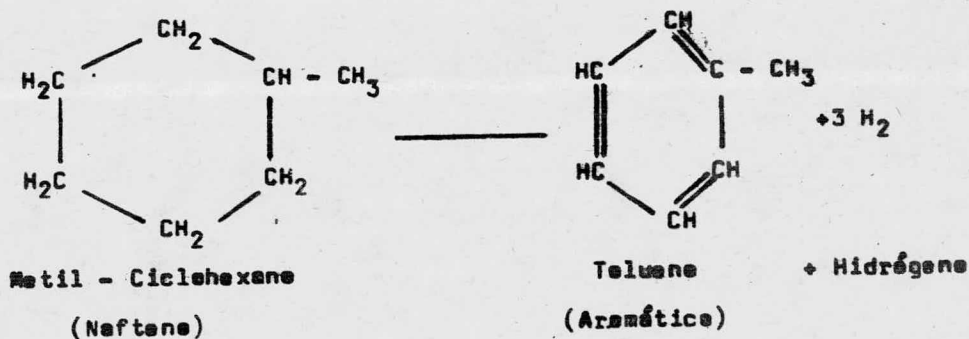
El proceso consiste en una carga de una combinación de compuestos que caen dentro de la clasificación general de parafinas, naftenos, aromáticos y olefinas; ya que los aromáticos son relativamente estables, pasan por el reactor sin cambiar y cuando ésta carga es hidrotratada antes de entrar a este proceso, cualquier olefina presente será-

hidrogenada a parafina o a nafteno, además para que se tenga una carga de mejor calidad a la reformación catalítica, deberá de tenerse un rearrreglo o cambio en la estructura molecular de las parafinas y los naftenos. Para la mejor comprensión de este proceso, se hace necesario mostrar las reacciones principales de la reformación catalítica que a saber son cuatro:

- a).- Dehidrogenación de Naftenos a Aromáticos.
- b).- Hidrecracking de Parafinas.
- c).- Isomerización.
- d).- Ciclización de Parafinas a Naftenos.

Ejemplos típicos de estas reacciones son:

I. 2.a.- Dehidrogenación de Naftenos a Aromáticos.

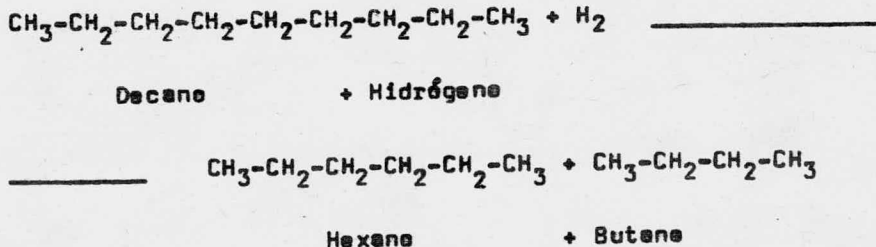


Los naftenos pueden o no tener cadenas de parafinas unidas a ellos tal como se ilustra. O sea que el número y longitud de ellos puede variar, los naftenos con anillos de seis miembros como el ciclohexano y alquilociclohexanos son rápidamente dehidrogenados; llamándose a este tipo de

reacción "Aromatización".

La reacción de dehidrogenación es endotérmica, esto es, consume calor, es relativamente rápida y provoca una ligera disminución en el volumen, así como también en la producción de aromáticos pesados y además una gran cantidad de hidrógeno. La severidad de la reacción de dehidrogenación se puede juzgar por medio de la observación del cambio de temperatura a lo largo de los reactores (principalmente el primer reactor), probando para perciento de aromáticos en el producto reformado, midiendo la cantidad del gas de salida del separador y determinando su contenido de hidrógeno; una gran caída de temperatura a lo largo del primer reactor, alta producción de hidrógeno por barril de carga y alta pureza de hidrógeno, indican buena hidrogenación, aunque estos puntos pueden por supuesto verse afectados por el nivel de severidad de operación y de la composición de la carga.

I. 2.b.- Hidrocracking de Parafinas.



El hidrocracking es una reacción relativamente lenta la cual resulta en un rompimiento de moléculas de parafi-

nes produciendo unas moléculas parafínicas más ligeras, esta reacción de rompimiento consume hidrógeno y es exotérmica, esto es; que libera calor. La severidad de la reacción depende de las parafinas presentes en la carga y de las condiciones de operación.

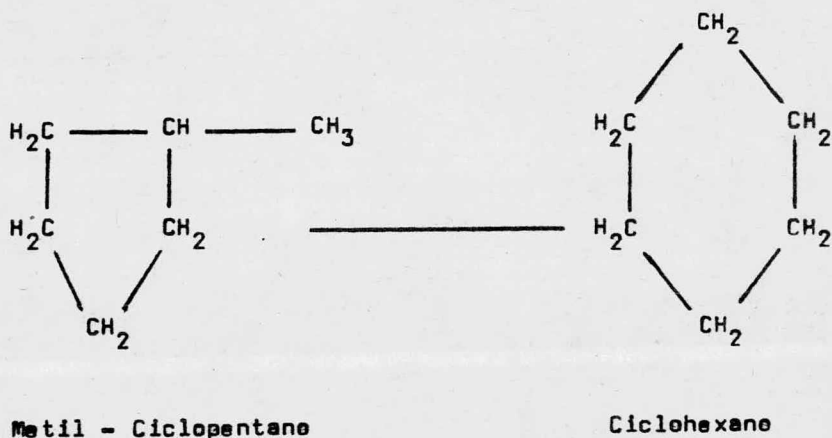
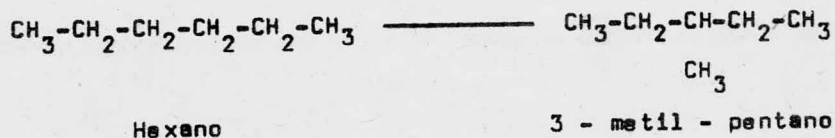
Un hidrocraqueo medio da una producción alta de líquido con una producción mínima de gas de estabilización, y un hidrocraqueo severo reduce la producción de líquido debido a la generación de moléculas pequeñas de gas, resultando en una gran producción de "Ceras" ligeras en la estabilización; entendiéndose por ceras el residuo de la estabilización.

El grado de extensión de esta reacción puede ser juzgado por la observación del cambio de temperatura a lo largo del último reactor, el gas del domo de la estabilizadora y la producción de líquido, el producto líquido obtenido y el contenido de hidrógeno en el gas del separador; un decremento en la caída de temperatura (o incremento en el aumento de temperatura) a lo largo del último reactor, un incremento en el producto del domo de la estabilizadora -- por barril de carga, decremento en la pureza del hidrógeno en el gas del separador; generalmente indican un incremento en el hidrocraqueo.

I.2c.- Isomerización.

La reacción de isomerización es aquella en la cual la fórmula condensada del hidrocarburo permanece invariable,

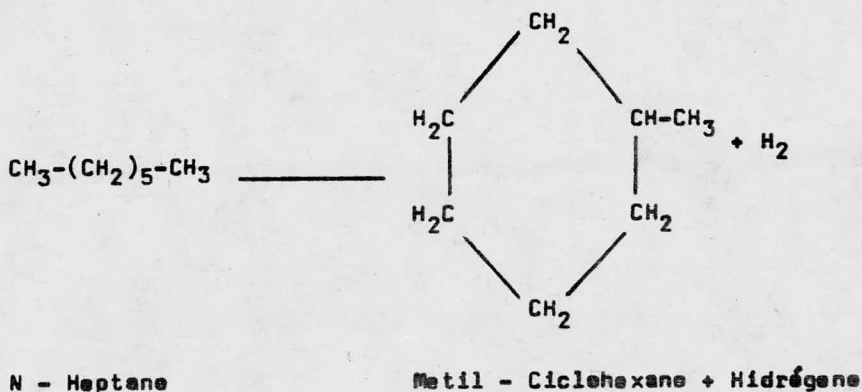
pero la medida del hidrocarburo cambia, o sea que se lleve a cabo un rearrreglo molecular en la estructura. A continuación se dan dos ejemplos de isomerización:



Estos productos de la reacción de isomerización están sujetos a reacciones subsecuentes para formar aromáticos o pequeñas parafinas.

Las reacciones de isomerización son medianamente exotérmicas, pero la producción de calor es insignificante -- cuando se compara con el hidrocraqueo.

I. 2.d.- Ciclización de Parafinas a Naftenos.



La ciclización de una parafina a un nafteno es una reacción endotérmica, cuando se tienen naftenos de anillos de seis miembros, habrá una dehidrogenación a el aromático resultante, directamente de la ciclización, así como, para naftenos con estructuras de anillos de más o menos de seis miembros serán isomerizados antes que la dehidrogenación ocurra.

Aunque también ocurre el inverso de la reacción de ciclización, ésta se presenta en una menor cantidad llamándose a la abertura de anillo, siendo similar al hidrocraqueo en el cual se consume hidrógeno y es exotérmica.

Como reacciones secundarias que dependen de la calidad de la carga se tendrá una descomposición de contaminantes, o sea que si hay compuestos de azufre en la carga, -- ellos serán relevados de su azufre el cual en presencia de hidrógeno, formará gas de sulfuro de hidrógeno, el cual será removido con el separador de productos gaseosos y líquido

des del reactor, los compuestos metálicos serán descompuestes con el metal contaminante al reaccionar con el platino en el catalizador y volviéndolo a éste inactivo, aquellos cloruros, productos de la descomposición de compuestos orgánicos de cloro, se depositarán en el catalizador y aumentarán la capacidad de hidrecracking del mismo y el amoníaco resultante de la descomposición de compuestos orgánicos del nitrógeno impedirán la actividad ácida del catalizador al reaccionar con los cloruros del mismo para formar cloruro de amonio.

Debido a que se mencionan equipos auxiliares del reactor en el proceso de reformación catalítica, se hace necesario el ejemplificar este proceso con un diagrama de flujo simplificado (3) fig. I. 2.a.

I. 3.- Pruebas Hidrestáticas.

Todos los recipientes utilizados en plantas de procesos químicos son susceptibles de presentar fallas tanto en la manufactura del material con que están hechos, como en la fabricación de los mismos. Ahora bien, si estos recipientes, ya sean reactores, torres de destilación, tanques, etc., van a ser sometidos a presión durante su vida útil, en la planta de proceso, es esencial establecer un procedimiento tal, que garantice la seguridad en el funcionamiento de esos equipos, garantía debida a la calidad del material y a la fabricación de los mismos. Estos procedimientos son las pruebas hidrestáticas.

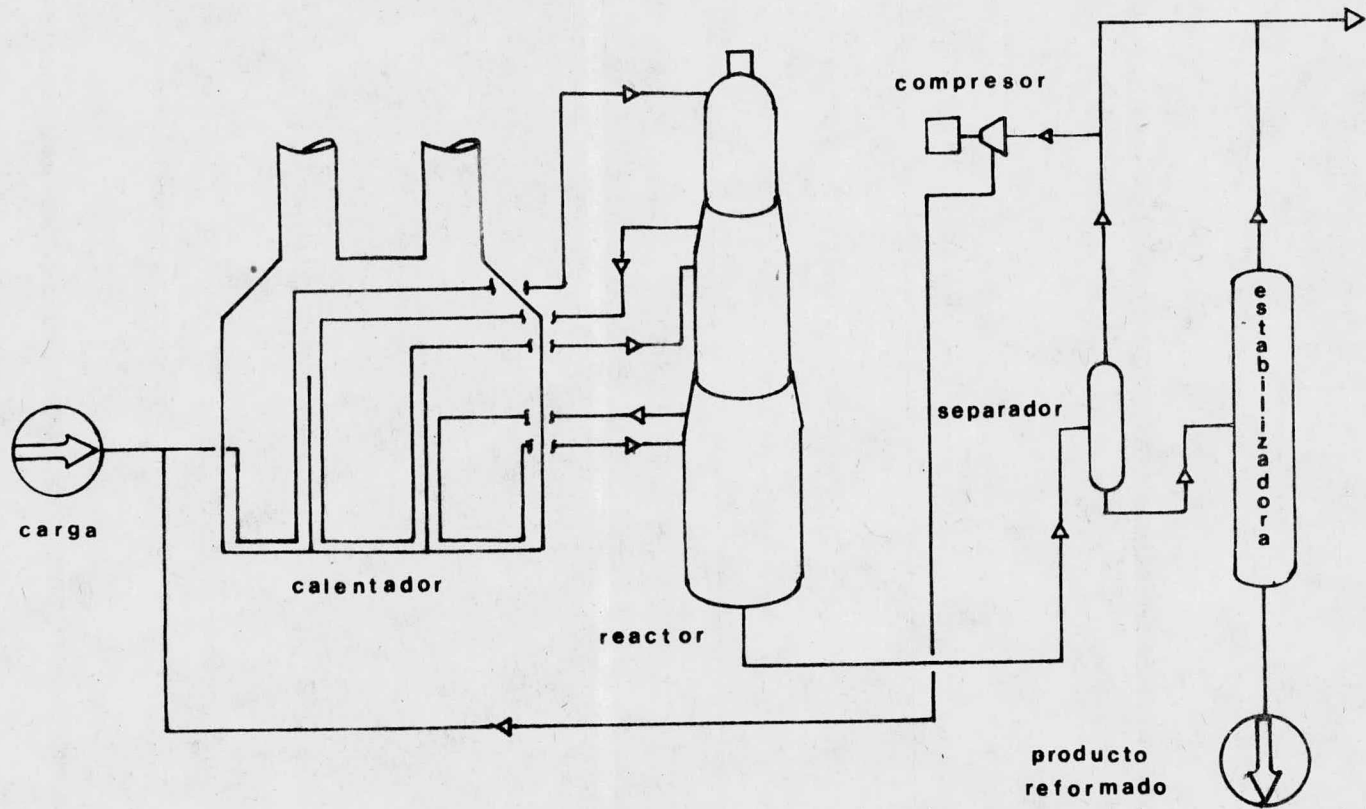


Figura 1.2a Diagrama de Flujo Simplificado

Antes de establecer las condiciones a las que se realiza una prueba hidrostática, es necesario definir los siguientes términos. (4):

La PRESION DE TRABAJO PERMISIBLE en un recipiente, es la mínima de todas las presiones que producirán el esfuerzo máximo permisible en cada una de las partes de que consta el recipiente, usando su espesor nominal menos la tolerancia por corrosión.

El ESFUERZO MAXIMO PERMISIBLE es la máxima tensión a la que puede someterse un material sin que éste pierda sus propiedades elásticas, esto es; que al dejar de aplicar la tensión al material, éste vuelva a su forma original.

La PRESION DE DISEÑO de un recipiente, es la presión usada en su diseño con el propósito de establecer el espesor mínimo requerido o las características físicas de las diferentes partes que lo constituyen.

En la mayoría de los recipientes a presión, la prueba hidrostática se realiza a 1.5 veces la máxima presión de trabajo permisible (o generalmente 1.5 veces la presión de diseño) corregida para el efecto de la temperatura sobre el esfuerzo permisible. En general la presión total de la prueba se mantiene por un breve periodo de tiempo y luego se baja a una presión no menor que dos tercios de la presión de prueba, procediendo a inspeccionar todas las juntas y conexiones para detectar alguna posible falla, es

recomendable efectuar la prueba a 15.5°C o más, cuando el recipiente no está especificado para trabajar a bajas temperaturas, y por otro lado, aquellos recipientes con recubrimientos vidriados o alguna otra clase de material tal que no pueda soportar el peso del líquido o que sean susceptibles de contaminarse con el líquido de prueba, pueden ser probados con aire a 1 o 1.25 veces la máxima presión de trabajo permisible en vez de la prueba hidrostática.

Refiriéndonos al reactor de reformación de gasolinas de este trabajo, se puede asentar que es un recipiente a presión con recubrimientos y partes capaces de sostener el peso del agua, pero con accesorios internos de una aleación inoxidable resistente a la corrosión con un contenido 16 a 26 por ciento de cromo y 6 a 22 por ciento de níquel llamada austenítica, con la particularidad de tener una gran resistencia al esfuerzo a altas temperaturas pero muy baja de encontrarse sometida a esfuerzos, estando a menos de 23°C, con éste tenemos las bases para el sistema de prueba que se describirá en el siguiente capítulo.

C A P I T U L O I I

DESCRIPCION DEL SISTEMA DE PRUEBA.

Una vez conocidas las características de la prueba, - se pedrán enumerar las etapas de que va a constar el sistema, tomando como referencia el diagrama de bloques de la - figura II.1 se tendrá lo siguiente:

1a.- Agua de almacenamientos.- Esta etapa quedará cubierta por un tanque de almacenamiento ya localizada en el lugar de la prueba con una capacidad de almacenamiento superior a la requerida, por lo que se hace innecesario el diseño de este recipiente.

2a.- Llenado.- Para la satisfacción de esta etapa se necesita un equipo de bombeo con los requerimientos necesarios para esta prueba, los cuales dependen de las características de diseño del equipo a utilizar en la siguiente etapa.

3a.- Calentamiento.- Para este punto se propone la utilización de un calentador de fuego directo de tipo vertical que proporcione la carga térmica necesaria para la realización de la prueba, siendo esta etapa el punto de partida para el diseño del total del sistema ya que será la base de cálculo para el resto de los equipos.

3'a.- Servicios auxiliares.- Está será una etapa auxiliar de la etapa de calentamiento, ya que será utilizada exclusivamente para satisfacer la demanda de combustible de la etapa anterior, utilizando para este un tanque de gas con la capacidad suficiente para satisfacer esa demanda.

4a.- Presionamiento.- Ya que el equipo necesario para efectuar esta etapa lo da el método de prueba establecido por el fabricante, se utilizará una bomba de prueba de tipo comercial que proporcione la presión requerida.

5a.- Inspecciones y pruebas.- Para esta etapa se utilizará el método de prueba recomendado por el fabricante y las técnicas de inspección establecidas por el usuario, -- las cuales consisten en:

a) Una vez llenado el reactor a las condiciones establecidas, se elevará la presión de 0 a 21 Kg/cm² manométricas, en un lapso de dos horas dejándolo en reposo durante media hora y efectuando una inspección visual.

b) Se aumentará la presión de 21 a 72.8 Kg/cm² manométricas, en diez horas, dejando el reactor en reposo por -- dos horas y luego haciendo una segunda inspección visual.

c) Se bajará la presión de 72.8 a 26 Kg/cm² manométricas, en tres horas, y se hará una tercera y última inspección visual.

Estimando una hora de inspección para cada una de las etapas, esto nos da un tiempo total de pruebas e inspecciones $t_{PI} = 20.5$ hrs.

6a.- Vaciado.- Para esta última etapa se requerirá de la abertura de todas las salidas posibles del agua en el reactor, para que ésta sea en el menor tiempo posible y -- así no se vea afectado el equipo por una subsecuente pérdida de calor por un vaciado lento.

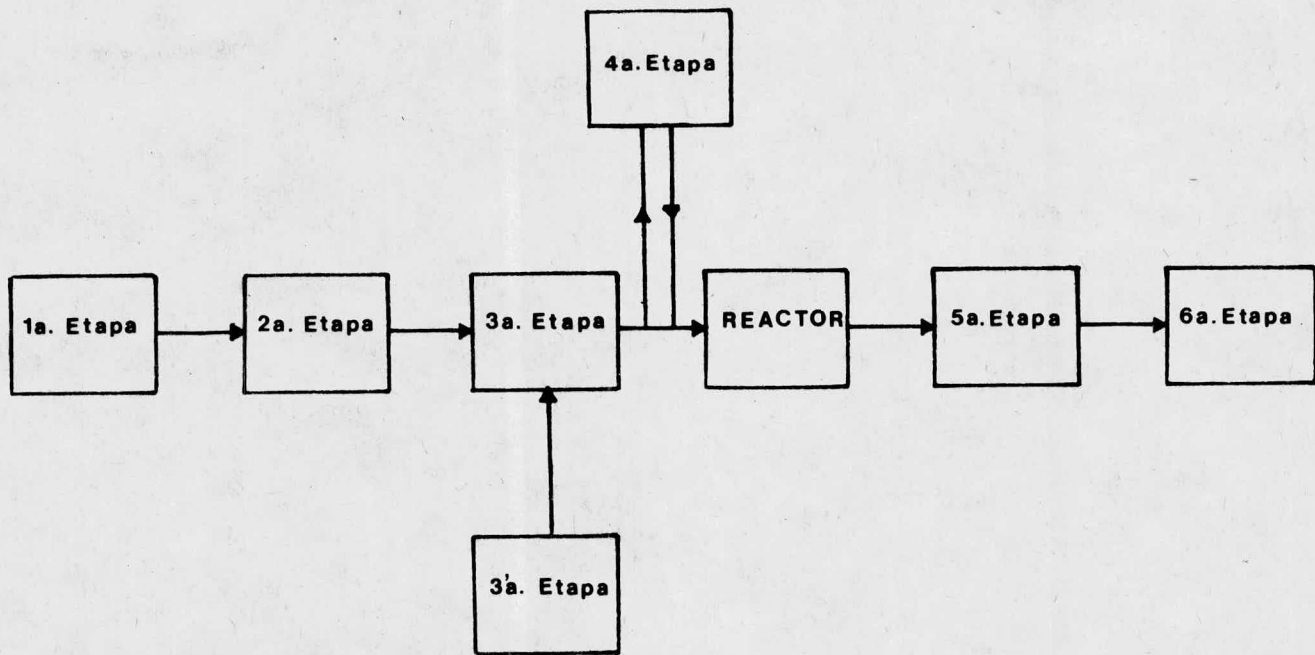


Figura II.1 Diagrama de Bloques

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

Ya que en la etapa tres del diagrama de bloques del capítulo anterior se establece que el diseño del calentador será la base para las características de los equipos del sistema y a su vez la carga térmica que se debe proporcionar para compensar la pérdida de calor durante la prueba será la base para el diseño del calentador, estas bases serán el punto de partida para dimensionar todo el sistema de prueba.

II. 1.- Cálculo de la carga térmica.

El cálculo de esta carga se hará por medio de un balance de calor al exterior del reactor asumiendo que las pérdidas de calor por convección y por radiación, estarán controladas por la temperatura promedio del ambiente (8) y por la temperatura mínima a la que pueden estar los internos del reactor (6) como se asentó en el capítulo primero de esta tesis; ahora bien, para que esa temperatura promedio ambiental sea válida, se proveerá al reactor con una cubierta externa consistente en una lona que aisle de las temperaturas más bajas presentes en el transcurso de la prueba, además la temperatura mínima permisible dentro del reactor se fijará en 30°C aumentando con éste el margen de seguridad para la prueba, y para realizar estos cálculos se utilizarán las correlaciones recopiladas por Mc. Adams

(9), haciendo los cálculos en unidades inglesas para facilitar el uso de estas correlaciones y estableciendo la siguiente nomenclatura:

- A Area total de transferencia, metros cuadrados;
- A_{10} Area total de transferencia, pies cuadrados;
- A_1 Area externa.

- d Diámetro externo, pulgadas;
- DE Diámetro externo, metros;
- DI Diámetro interno, metros.

- e Espesor, metros.

- H Altura, metros.

- h Coeficiente de transferencia de calor superficial
BTU/(hr.) (ft²) (°F);
- hc Para convección natural de una superficie a un
ambiente fluido;
- hr Para radiación.

- q Carga térmica teórica BTU;
- q_0 Calor transferido BTU/hr.;
- q_1 Carga térmica corregida por la eficiencia del
equipo;
- q_2 Carga térmica real.

r Radio, metros.

T Temperatura absoluta, grados Rankine.

Δt Gradiente de temperaturas °F = temperatura mayor - temperatura menor; temperatura externa - (t_a); temperatura promedio del aire (t_{pa}); --- temperatura de flama (t_f); temperatura de salida de los gases (t_g); temperatura del reflector (t_r).

ϵ Emisividad de la superficie para radiación, -- adimensional.

α Difusividad térmica, pies²/hr.

θ Duración de la prueba, horas.

Las fórmulas que se utilizarán son (9):

$$hc = 0.19 \Delta t^{1/3} = 0.19 (t_a - t_{pa})^{1/3} \dots\dots (i)$$

$$hr = \frac{0.173\epsilon \left[\left(\frac{T_a}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{pa}}{100} \right)^4 \right]}{T_a - T_{pa}} \dots\dots (ii)$$

$$q_o = (hc + hr) A_{10} \Delta t \dots\dots\dots (iii)$$

$$q = q_o \times \theta \dots\dots\dots (iv)$$

Como datos directos se tienen las temperaturas y el tiempo, de modo que es necesario calcular el área total externa y debido a que el reactor está constituido por secciones de diferente geometría se desarrollarán los cálculos de estas áreas tomando nueve secciones (Fig. III. 1a.)

Los datos de las especificaciones del reactor para las nueve secciones se enlistan en la tabla III. 1a.

T A B L A I I I 1 a.

ESPECIFICACIONES DE LA CORAZA DEL REACTOR

Sección	H (m)	D.I. (m)	e (m)	r (m)	Forma Geométrica.
1	1.143	0.762	0.040		Cilindro
2	3.112	1.270	0.050		Cilindro
3	1.621		0.050	1.6895	Semiesfera
4	7.092	3.353	0.076		Cilindro
5	4.013	sup. 3.353 Inf. 3.658	0.100		Cono truncado.
6	7.798	3.658	0.079		Cilindro
7	4.089	sup. 3.658 Inf. 4.115	0.105		Cono truncado.
8	9.423	4.115	0.086		Cilindro
9	1.200	4.115	0.086		Arco Esférico.

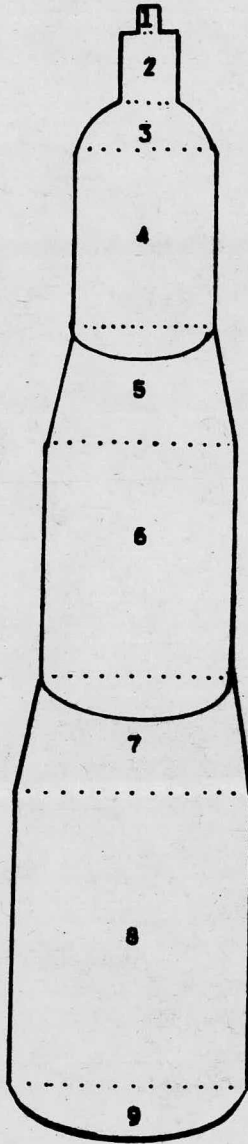


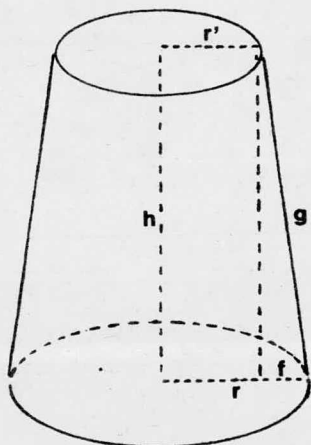
Figure III.1a.- Secciones del reactor de reformación.

Las fórmulas geométricas de las distintas formas de -
secciones de la Tabla III. la. son:

$$\text{Area del Cilindro} = \pi (D.I. + 2e) H \dots\dots\dots (I)$$

$$\text{Area de la Semiesfera} = 2 \pi (r + e)^2 \dots\dots\dots (II)$$

$$\text{Area del Cono Truncado} = \pi g (r + r') \dots\dots\dots (II)$$



de donde:

$$g^2 = H^2 + f^2$$

$$f = (r + e) - (r' + e)$$

$$r = \text{Radio Inferior} = \frac{D.I. \text{ Inf.}}{2}$$

$$r' = \text{Radio Superior} = \frac{D.I. \text{ Sup.}}{2}$$

$$\text{Area del arco esférico} = \pi \left[(r + e)^2 + H^2 \right] \dots\dots (IV)$$

$$\text{de donde: } r = \frac{D.I.}{2}$$

Substituyendo los valores y efectuando operaciones se
obtienen los resultados enlistados en la Tabla III. lb.

T A B L A I I I . 1 b

Sección	Fórmula utilizada	Área calculada (m ²)
1	I	3.023
2	I	13.394
3	II	19.012
4	I	78.092
5	III	45.545
6	I	93.485
7	III	51.354
8	I	128.034
9	IV	18.958

$$A_1 = = 450.897 \text{ m}^2$$

$$A_{10} = 4853.45 \text{ pies}^2$$

Datos directos:

$$T_a = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F} = 546^\circ\text{R}$$

$$T_{pa} = 15.5^\circ\text{C} = 60^\circ\text{F} = 520^\circ\text{R}$$

$$\epsilon = 0.657 \text{ (10)}$$

$$\theta_0 = 20.5 \text{ hrs.}$$

Sustituyendo valores en la ecuación (i) se tiene:

$$hc = 0.19 (86 - 60)^{1/3} = 0.563 \dots\dots\dots(v)$$

Sustituyendo valores en la ecuación (ii) se obtiene:

$$hr = \frac{0.173 \times 0.657 \left[\left(\frac{546}{100} \right)^4 - \left(\frac{520}{100} \right)^4 \right]}{546 - 520} = 0.698 \dots (vi)$$

Sustituyendo (v), (vi) y A_{10} en (iii):

$$q_0 = (0.563 + 0.698) \times 4853.45 \times (86 - 60)$$

$$q_0 = 159,125.21 \text{ BTU/hr.}$$

Así se tiene que la carga térmica teórica sin tener en cuenta el tiempo de llenado del reactor y por lo tanto para recalcularse el tener el tiempo de llenado óptimo para así tener la carga térmica real será:

Sustituyendo en (iv):

$$q = 159,125.21 \times 20.5$$

$$q = \underline{\underline{3,262,066.8 \text{ BTU}}}$$

III.2.- Cálculo del área necesaria para la transmisión de calor.

Con la carga térmica encontrada, se pedirá calcular la temperatura de salida de los gases, necesario para hacer el balance de calor que proporciona el área de transmisión

tado este basado en la composición de los gases de combustión.

III. 2a.- Composición de los gases de combustión.

$$q = 3,262,066.8 \text{ BTU} = (\text{III. 1a.})$$

El combustible a utilizar será gas "Embotellado" que tiene la siguiente composición (11):

Propano = 40% en peso.

Butano = 60% en peso.

$$\text{P C I} = 11244 \text{ cal/kg.} \times 1.8 = 20239.2 \text{ BTU/lb.}$$

(poder calorífico inferior)

Por lo tanto:

$$\text{Combustible necesario} = \frac{q_0}{\text{PCI}} = \frac{3,262,066.8}{20239.2} = 161.17 \text{ lb.}$$

$$\text{Peso molecular del } C_3H_8 = 44$$

$$\text{Peso molecular del } C_4H_{10} = 58 ;$$

Peso molecular promedio:

$$C_3.- 44 \times 0.40 = 17.6$$

$$C_4.- 58 \times 0.60 = \frac{34.8}{52.4}$$

$$\text{lb. mol de combustible} = \frac{161.17}{52.4} = 3.08$$

$$\text{lb. mol de } C_3 = 3.08 \times 0.40 = 1.232$$

$$\text{lb. mol de } C_4 = 3.08 \times 0.60 = \underline{1.848}$$

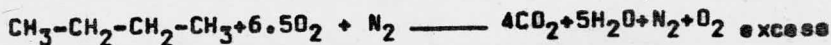
$$\text{Total lb. mol} = 3.080$$

las reacciones del proceso de combustión son:

Propano.-



Butano.-



Por lo tanto:

Por cada mol de C_3 tenemos 3 moles de CO_2 y 4 moles de H_2O y por cada mol de C_4 tenemos 4 moles de CO_2 y 5 moles de H_2O .

De donde las libras mol para cada uno de los productos de los componentes de la mezcla combustible serán:

Del C_3 :

$$1.232 \times 3 = 3.696 \text{ lb. mol de } CO_2$$

Del C_4 :

$$1.848 \times 4 = \underline{7.392} \text{ lb. mol de } CO_2$$

$$\text{Total} = 11.088 \text{ lb. mol de } CO_2$$

Del C_3 :

$$1.232 \times 4 = 4.928 \text{ lb. mol de } H_2O$$

Del C_4 :

$$1.848 \times 5 = \underline{9.240} \text{ lb. mol de } H_2O$$

$$\text{Total} = 14.168 \text{ lb. mol de } H_2O$$

O sea que la cantidad de productos de la reacción de combustión con oxígeno teóricamente necesario:

$$CO_2 = 11.088 \text{ lb. mol}$$

$$H_2O = 14.168 \text{ lb. mol}$$

Per las reacciones de combustión sabemos que para la oxidación del propano son necesarias 5 moles de O_2 y para el butano se necesitan 6.5 moles de O_2 por lo tanto las libras mol de oxígeno teóricamente necesarias serán:

Para C_3 :

$$1.232 \times 5 = 6.160 \text{ lb. mol de } O_2$$

Para C_4 :

$$1.848 \times 6.5 = \underline{12.012} \text{ lb. mol de } O_2$$

$$\text{Total} = 18.172 \text{ lb. mol de } O_2$$

Como la composición de aire para fines prácticos industriales, se toma como 21% de oxígeno y 79% de nitrógeno. El nitrógeno que llevaría el oxígeno teóricamente necesario para el proceso de combustión será:

$$\text{lb. mol de } N_2 = \frac{18.172}{0.21} = 18.172 \quad = 68.36$$

Por la práctica se sabe que una combustión es eficiente en un calentador cuando el análisis Orsat de los productos efluentes de la chimenea llevan de un 7% a 15% de oxígeno el cual será el exceso prácticamente necesario para la completa combustión del combustible; por lo tanto se tomará un 10% de exceso de aire para estos cálculos, o sea:

$$O_2 \text{ prácticamente necesario} = \frac{18.172}{0.21} \times 1.1 = 95.186 \text{ lb. mol}$$

Así pues el oxígeno remanente en los gases de combustión será:

$$95.186 \times 0.21 - 18.172 = \underline{1.817} \text{ lb. mol de } O_2$$

Y el nitrógeno que llevará el oxígeno prácticamente necesario será:

$$95.186 \times 0.79 = 75.20 \text{ lb. mol de } N_2$$

Resumiendo; la composición será:

$$\text{CO}_2 = 11.088 \text{ lb. mol}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 14.168 \text{ lb. mol}$$

$$\text{O}_2 = 1.817 \text{ lb. mol}$$

$$\text{N}_2 = \underline{75.200} \text{ lb. mol}$$

$$\text{Total de lb. mol} = 102.273$$

Las fracciones mol serán:

$$\text{CO}_2 = 0.1084$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0.1385$$

$$\text{O}_2 = 0.0177$$

$$\text{N}_2 = \frac{0.7353}{0.9999}$$

III.2b.- Cálculo de la temperatura de la flama.

Una vez conocida la composición de los gases de combustión se pedirá calcular la capacidad calorífica a presión constante de la mezcla C_{p_m} a partir de las capacidades caloríficas molares \overline{MCp} y de las fracciones mol calculadas, o sea:

Si se suponen 3700°F como la temperatura de flama esperada entonces las capacidades caloríficas molares esperadas serán (10):

$$CO_2 = 13.13 \text{ BTU/lb. mol } ^\circ F$$

$$H_2O = 10.48 \text{ BTU/lb. mol } ^\circ F$$

$$O_2 = 8.45 \text{ BTU/lb. mol } ^\circ F$$

$$N_2 = 8.00 \text{ BTU/lb. mol } ^\circ F$$

Entonces el C_{p_m} será:

$$C_{p_m} = \sum (\overline{MC_p} \Big|_{3700^\circ F} \times \text{Fracción mol})$$

o sea:

$$CO_2 = 13.13 \times 0.1084 = 1.423 \text{ BTU/lb. mol } ^\circ F$$

$$H_2O = 10.48 \times 0.1385 = 1.451 \text{ BTU/lb. mol } ^\circ F$$

$$O_2 = 8.45 \times 0.0177 = 0.149 \text{ BTU/lb. mol } ^\circ F$$

$$N_2 = 8.00 \times 0.7353 = 5.882 \text{ BTU/lb. mol } ^\circ F$$

$$C_{p_m} = \overline{8.905}$$

Con la fórmula.-

$$q = n C_{p_m} \Delta T \dots\dots\dots (A) ;$$

$n = \text{lb. mol de combustible.}$

$T = \text{Temperatura de la flama - Temp. ambiente del aire.}$

Si además consideramos un 70% de eficiencia en la ---
transmisión de calor, tenemos que:

$$q_1 = \frac{q}{\text{eficiencia}} = \frac{3,262,066.8}{0.7} = 4660095.4 \text{ BTU}$$

Por lo tanto para esa eficiencia los gases de combustión serán:

$$\text{lb. mol} = \frac{102,273}{0.7} = 146.10$$

Despejando de (A) la temperatura de la flama, t_f :

$$t_f = \frac{q_1}{n C_{p_m}} + t_a = \frac{4660095.4}{146.10 \times 8.905} + 60$$

$t_f = \underline{3641.8} \text{ }^\circ\text{F}$ Valor que concuerda con la temperatura supuesta de 3700°F para los $\overline{MC_p}$ -
propuestas.

III.2c.- Cálculo de la temperatura de salida de los gases.

Para este cálculo es necesario considerar que los gases se llevan un 30% de la carga térmica q_1 hecho que concuerda con la experiencia práctica, e sea:

Calor que llevan los gases $q_g = q_1 \times 0.30$; e sea:

$$q_g = 4660095.4 \times 0.30 = 1398028.6 \text{ BTU}$$

Utilizando la ecuación (A) de I.2b tenemos:

$$t_g = \frac{q_g}{n C_{p_m}} + t_a$$

$$t_g = \frac{1398028.6}{146.10 \times 8.905} + 60 = 1134.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

La cual es una temperatura razonable.

III.2d.- Cálculo de la temperatura de pared del haz de tubos.

Para este cálculo es necesario escoger diámetro, cédula y material de la tubería que se va a utilizar en el interior del calentador y con esto conocer sus propiedades mecánicas (5) o sea:

Tubería de una pulgada de diámetro, cédula 40 de aleación:

Esfuerzo	máximo permisible	$E_{\text{max.}} = 8200 \text{ lb./in.}^2$
Presión	máxima permisible	$P_{\text{max.}} = 140 \text{ lb./in.}^2$
Temperatura	máxima permisible	$T_{\text{max.}} = 1208.4 \text{ } ^\circ\text{R}$

Para una eficiencia de la junta ξ de 80% y con un espesor por corrosión e_c de 0.08 pulgadas y utilizando la fórmula:

$$\text{Espesor} = \frac{P_{\text{max.}} \cdot d}{2 E_{\text{max.}} \xi} + e_c$$

Entonces:

$$\text{Espesor} = \frac{140 \times 1}{2 \times 8200 \times 0.8} + 0.08 = 0.0906 \text{ pulgadas}$$

Comparando este resultado con el de 0.133 pulgadas -- (5), se establece que la tubería supuesta, cumple con la especificación y además proporciona un 30% de margen de seguridad.

De lo anterior se deduce que la temperatura de la pared del haz de tubería será la temperatura máxima permisible, o sea:

$$T_{\text{max.}} = \underline{1208.4} \text{ } ^\circ\text{R}$$

Con los datos de los cálculos anteriores y la siguiente fórmula (10):

$$q_{02} = 0.173 A_{10} \left[\epsilon \left(\frac{T_g}{100} \right)^4 - \alpha \left(\frac{T_{\text{max.}}}{100} \right)^4 \right] + hc A_{10} (T_g - T_{\text{max.}})$$

De donde (10).-

$$\epsilon = 1$$

$$\alpha = 1$$

$$hc = 7 \text{ (13)}$$

Entonces:

$$q_2 = 0.173 A_{10} \left[1 \left(\frac{1594.17}{100} \right)^4 - 1 \left(\frac{1208.4}{100} \right)^4 \right] + 7 A_{10} (1594.17 - 1208.4)$$

Por lo tanto:

$$q_{02} = 10184.92 A_{10} \dots\dots\dots (I)$$

La ecuación (I) es una relación de la carga térmica real y el área de transferencia; ya que la carga térmica real es el total de la suma de q_1 y el calor que se debe dar para compensar las pérdidas durante el procedimiento de llenado (q_1), el cual es función del tiempo en el que se efectúe esta operación, y a su vez, este tiempo depende del diámetro mas económico de la tubería empleada para efectuar esta operación, por lo tanto se hace necesario el encontrar ese diámetro.

III.2e.- Cálculo del diámetro económico.

Para este cálculo se supondrá un tiempo de llenado y se encontrará un gasto en galones/minuto, el cual se comparará en (12), obteniéndose:

Volúmen total del reactor = $377 \text{ m}^3 (1) = 13387.27 \text{ pies}^3$

Tiempo de llenado supuesto = 6 hrs. = 21600 seg.

Por lo tanto:

$$\text{Gasto} = \frac{13387.27}{21600} = 0.619 \text{ pies}^3/\text{seg.}$$

$$\text{G.P.M.} = 0.619 \times 448.831 = 277.8$$

Llevando este dato a la figura III.2e, se obtiene un diámetro de 4 pulgadas, al cual con el cálculo de su área se obtiene la velocidad, o sea:

$$\text{Area} = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{3.1416 \left(\frac{4}{12}\right)^2}{4} = 0.0872$$

$$\text{Velocidad} = \frac{\text{Gasto}}{\text{Area}} = \frac{0.0619}{0.0872}$$

$$\text{Velocidad} = 7.09 \text{ pies/seg.}$$

Comparando este valor con el de velocidad económica en flujo turbulento para tubería de acero cédula 40, (12) para una densidad del fluido de 62.4 lb/pie^3 , que es de 7.4 ---- pies/seg.; el diámetro escogido de 4 pulgadas es el más económico y por lo tanto el tiempo óptimo de llenado del reactor es de 6 hrs. .

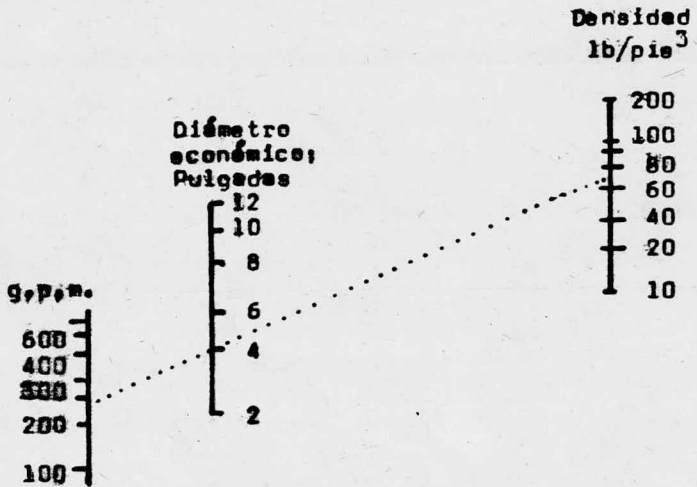


Figura III.2e.- Diámetro económico.

III.2f.- Cálculo de las pérdidas de calor durante el procedimiento de llenado.

La duración de la operación de llenado será de 6 hrs. (III.2e) por lo tanto se llenará un sexto del recipiente - cada hora, e sea que, el calor perdido por cada sexto del recipiente será:

$$\frac{Q_0}{6} = \frac{159,125.21}{6} = 26520.868 \text{ BTU/hr.}$$

El calor que se pierde durante la primera hora de llenado suponiendo que se llena 1/60 de área por minuto es:

$$\frac{26520.868}{60 \times 60} = 7.36 \text{ BTU/min. per } 1/60 \text{ área.}$$

Sea $Q_0 = 7.36 \text{ BTU/min. (1/60 área)}$ el calor perdido al estar lleno 1/60 de área.

Sea $\frac{Q_0}{2} = 3.68 \text{ BTU/min. (1/60 área)}$ el calor perdido al llenar de 0 a 1/60 de área.

Por lo tanto:

Calor total perdido desde cero a el área total en la primera hora es:

$$\sum_{i=1}^{60} (Q_0 + \frac{Q_0}{2} i) = 60 \times 7.36 + 1830 \times 3.68$$

$$= 6078 \text{ BTU/hr. de 0 a } 1/60 \text{ del área total}$$

De donde:

Para la 1a. hora	6078 =	6078.000
" 2a. hora	$26520.868 \times 1 + 6078 =$	32598.868
" 3a. hora	$26520.868 \times 2 + 6078 =$	59119.736
" 4a. hora	$26520.868 \times 3 + 6078 =$	85640.604
" 5a. hora	$26520.868 \times 4 + 6078 =$	112161.470
" 6a. hora	$26520.868 \times 5 + 6078 =$	<u>138682.340</u>
	Total =	434281.018

O sea que:

$$q_L = \underline{434,281.018} \text{ BTU}$$

III.3.- Cálculo de las especificaciones del calentador.

Anteriormente se estableció que $q_2 = q_1 + q_L$; como:

$$q_1 = 4660095.4 \text{ BTU (I.2b)}$$

$$q_L = 434281.0 \text{ BTU (I.2f)}$$

Entonces:

$$q_2 = 4660095.4 + 434281.0$$

Por lo tanto:

$$q_2 = \underline{5094376.4} \text{ BTU}$$

III.3a.- Cálculo del número de tubos del haz.

El calor que se necesita generar por hora es:

$$q_{02} = \frac{5094376.4}{6} = 849062.73 \text{ BTU/hr.}$$

El área necesaria para transmitir ese calor será:

de I.2d se tiene:

$$q_{02} = 10184.92 A_{10}$$

$$A_{10} = \frac{849062.73}{10184.92} = 83.36 \text{ pies}^2$$

$$\text{pies/tubo} = \frac{83.36}{0.344} = 242.3$$

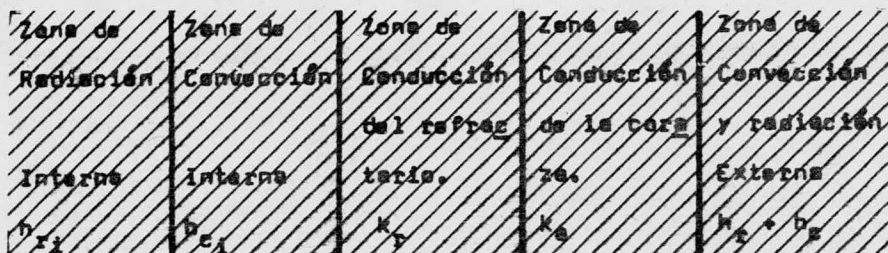
Si se utilizan tubos de 6.562 pies (2mts.) entonces:

$$\text{Número de tubos} = \frac{242.3}{6.562} = \underline{\underline{36.9}} \text{ tubos}$$

III.3b.- Cálculo del espesor del refractario.

El diámetro de la coraza del calentador será una función del número de tubos y el espesor del refractario; ya que el número de tubos se conoce (III.3a) solo resta calcular el espesor del refractario para lo cual es necesario el utilizar una fórmula donde interviene el coeficiente total de transferencia de calor "U" el cual es el inverse de la suma de las resistencias parciales de las zonas de ----

transferencia de calor existentes en el calentador, las -- que se ilustran en la siguiente figura (fig. III.3a).



Esta consideración se debe a la facilidad de obtener estas resistencias que son el inverso de los coeficientes superficiales de transferencia de calor para el caso de -- las zonas de radiación y convección, y para las zonas de -- conducción, son el cociente del espesor y la conductividad térmica del material respectivo; ahora bien, el espesor -- óptimo del refractario será el que resulte mas económica -- en función de las pérdidas de calor que se produzcan, e -- ses:

$$q_p = UA \Delta t ;$$

q_p = calor cedido al medio ambiente por la coraza del ca-- lentador, BTU.

U = coeficiente de transferencia de calor $BTU/pie^2 \cdot ^\circ F$

$\Delta t = t_g - t'$; t' es la temperatura a la cual se desea que esté la coraza = 122 °F

$$\text{Como } U = \frac{1}{\frac{1}{h_{ri}} + \frac{1}{h_{ci}} + \frac{s}{k_r} + \frac{s}{k_a} + \frac{1}{h_r + h_c}}$$

Entonces de 1.1 ec. (11)

$$h_{ri} = \frac{0.173 \left[\left(\frac{T_g}{100} \right)^4 + \left(\frac{T_r}{100} \right)^4 \right]}{T_g - T_r}$$

Como T_r no se conoce, se calculará a partir de un promedio entre cinco diferenciales de temperatura esperadas, - o sea:

Si:

$T_g - T_r = 50$	°R	entonces	h_{ri}	será de	26.2	BTU/hr. pie ² °F
"	= 100	°R	"	"	"	25.5
"	= 200	°R	"	"	"	23.18
"	= 300	°R	"	"	"	25.5
"	= 400	°R	"	"	"	21.7

Per lo tanto:

$$h_{r_i} = 24.4 \text{ BTU/hr. pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

De (13):

$$h_{c_i} = 7 \text{ BTU/hr. pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Utilizando las mismas ecuaciones de 1.1 ec. (i); (ii), las temperaturas t' y t_{pa} se obtendrá:

$$h_r = 1.161 \text{ BTU/hr. pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_c = 0.712 \quad "$$

De donde:

$$h_r + h_c = 1.913 \text{ BTU/hr. pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Estableciendo que el espesor de la ceraza será de 1/16 de pulgada, entonces:

$$\frac{e}{k_a} = \frac{0.0052}{25.9(12)} = 0.0002$$

Agrupando los términos que permanecen constantes:

$$\frac{1}{h_{r_i}} = 0.0409$$

$$\frac{1}{h_{c_i}} = 0.1428$$

$$\frac{e}{k_a} = 0.0002$$

$$\frac{1}{h_r + h_c} = 0.5227$$

$$\text{Total} = \overline{0.7066}$$

Suponiendo un espesor de refractario de una pulgada.

$$\frac{e_r}{h_r} = \frac{0.083}{0.065(14)} = 1.282$$

Por lo tanto:

$$U = \frac{1}{0.7066 + 1.282} = \frac{1}{1.9886} = \underline{0.5028}$$

El diámetro de la tubería del calentador estará dado por el número de tubos más el espaciamiento entre ellos, - el cual se recomienda sea el doble del diámetro nominal - de la tubería (13) o sea:

$$\text{Perímetro} = 37 + (37 \times 2) = 111$$

$$\text{Diámetro del haz de tubería} = \frac{111}{\pi} = 35.33 = 35 \frac{11}{32} \text{ de pulgada}$$

Si el refractario se coloca a una pulgada de separación de los tubos, entonces:

$$\begin{aligned} \text{Diámetro interno del refractario} &= 35.33 + 2 = 37.33 \text{ pulg.} \\ &= 3.11 \text{ pies} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Area interna del refractario} &= 2 \times 3.11 \times 6.562 \\ &= 128.22 \text{ pies} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Area externa de la coraza} &= 2 \pi \times \frac{37.33 + 2.06}{12} \times 6.562 \\ &= 135.33 \end{aligned}$$

$$\text{Area media} = \frac{128.22 + 135.33}{2} = \underline{131.77}$$

Por lo tanto:

$$q_p = 0.5028 \times 131.77 \times (1134.17 - 122) = 67060.26 \text{ BTU/hr.}$$

Entonces el porcentaje de calor perdido será:

$$\frac{q_p}{q_{02}} \times 100 = \%$$

Sustituyendo:

$$\frac{67060.26}{849062.73} \times 100 = 7.9\%$$

Utilizando el mismo método de cálculo para 2, 3, 4 y 5 pulgadas de espesor del refractario se obtiene:

Espesor (pulgadas)	% de pérdida
1	7.9
2	4.9
3	3.6
4	2.9
5	2.5

De (III.2a) el poder calorífico del combustible es de 20239.2 BTU/lb., por otro lado las libras por hora de combustible serán Q_{02}/PCI ; el costo del combustible (15) es de 1.52 pesos/Kg (0.691 pesos/lb.); la densidad del refractario (14) es de 885 Kg/m³ (55.125 lb/pie³); el costo del refractario (14) es de 1.773 pesos/lb. y considerando un 80% de eficiencia en la colocación del mismo, el costo real será de 2.216 pesos/lb.

Con los datos anteriores se hace posible el graficar costo de refractario contra espesor supuesto y costo de combustible perdido contra ese mismo espesor. Resumiendo, en las tablas III.3a, III.3b y graficando en la figura III.3b se llega a la conclusión de que el espesor óptimo es el de 2 7/8 de pulgada.

T A B L A I I I 3 a

Refractario:

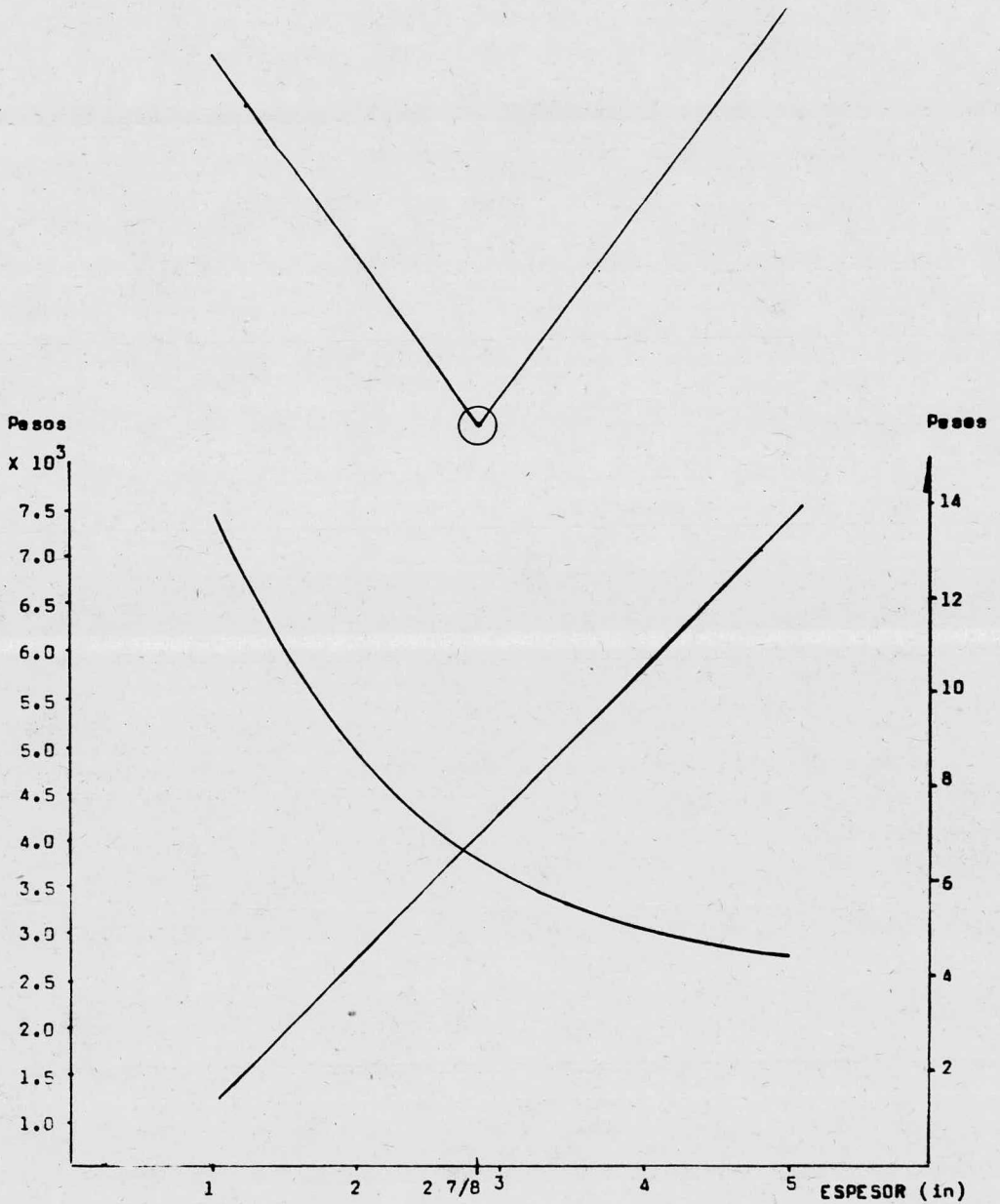
Espe­sor	Area	Densidad	Precio	Importe
pies	pies ²	lb/pie ³	pesos/lb.	pesos.
0.08	131.77	55.125	2.21	1284.25
0.17	135.21	55.125	2.21	2800.25
0.25	138.65	55.125	2.21	4222.80
0.33	141.98	55.125	2.21	5708.00
0.42	145.42	55.125	2.21	7440.70

T A B L A I I I 3 b

Combustible:

Espe­sor	Calor	Combustible	Precio	Importe
pies	perdido	X 6 hrs.	pesos/lb.	pesos
	BTU/hr.	lb.		
0.08	67060.26	19.88	0.691	13.70
0.17	41604.07	12.33	0.691	8.50
0.25	30566.26	9.06	0.691	6.25
0.33	24622.82	7.30	0.691	5.05
0.42	21226.57	6.29	0.691	4.35

Figura III.3b.- Espesor económico del refractario.



III.4.- Selección del quemador.

Ya que existe la facilidad de utilizar los quemadores existentes para los calentadores de las plantas de proceso en construcción, se hace innecesario el diseño del requerido para el sistema propuesto, por el hecho de que los disponibles cumplen satisfactoriamente con los requisitos necesarios para el buen funcionamiento del calentador calculado, basándose este en la curva de trabajo (fig. III.4a), realizada con datos disponibles (16) los cuales indican -- que manteniéndose a 2 lb/in.² la presión de alimentación al quemador, y suponiendo una eficiencia de trabajo del 85% se obtendrá la cantidad de calor requerida para la carga térmica calculada.

III.5.- Cálculo del tiro natural.

El tiro natural es la diferencia entre el tiro teórico menos las pérdidas por fricción.

El tiro teórico, es aquel que se produce por la diferencia manométrica en columnas estáticas iguales de aire atmosférico y gases de combustión, el cual se puede calcular mediante la siguiente fórmula (12) :

$$\Delta p_t = 0.256 LP \left(\frac{1}{T_{pa}} - \frac{1}{T_g} \right) \dots\dots\dots (1)$$

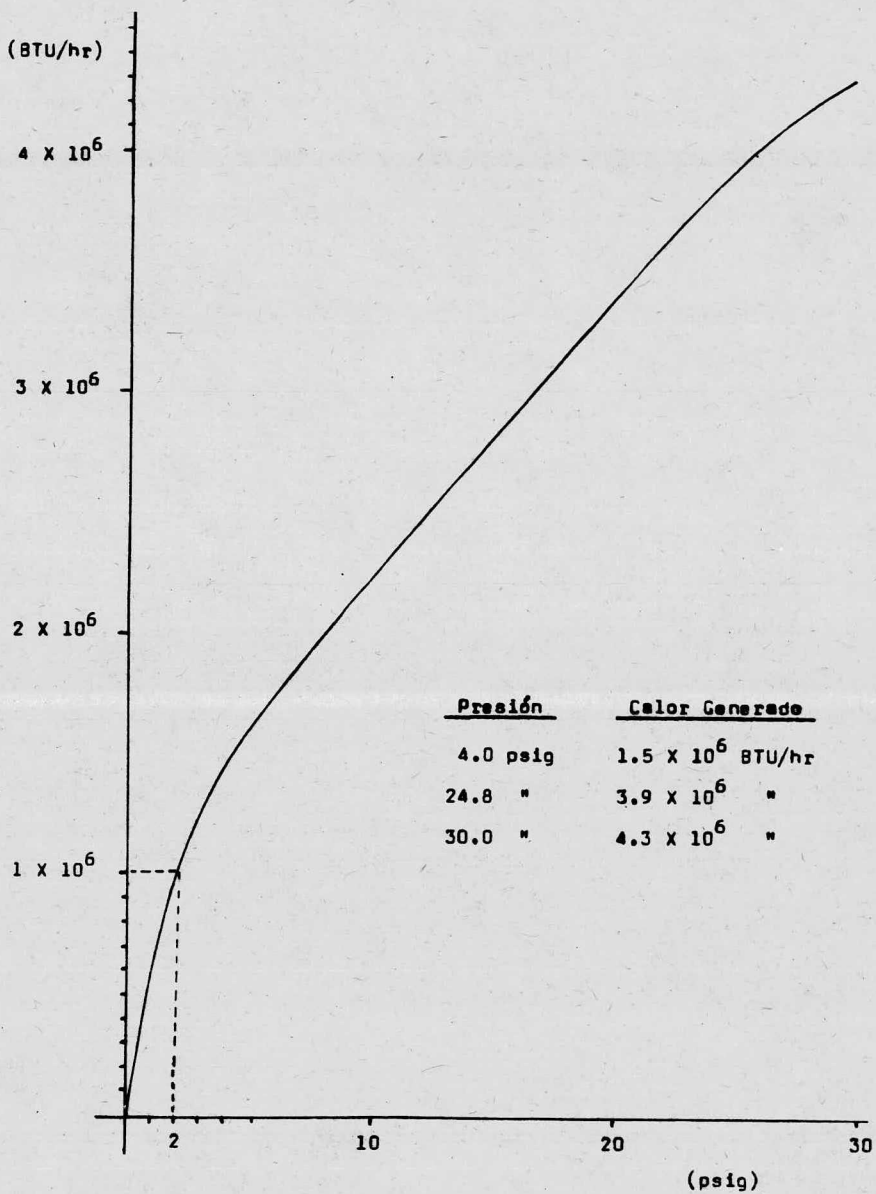


Figura III.4a. Curva de trabajo del quemador Jehn Zink.

En donde:

ΔP_t Tiro teórico, in. de H_2O

L Altura de la chimenea sobre el calentador; pies

P Presión barométrica in. de Hg.

Tomando valores.-

$$L = 6.562 \text{ pies}$$

$$P = 22.83 \text{ in. Hg (8)}$$

$$T_{pa} = 520 \text{ }^\circ R \text{ (III.1)}$$

$$T_g = 1594.5 \text{ }^\circ R \text{ (III.2c)}$$

Sustituyendo en (i):

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= 0.256 \times 6.562 \times 22.83 \times \left(\frac{1}{520} - \frac{1}{1594.5} \right) \\ &= 0.049 \text{ in. de } H_2O \end{aligned}$$

Las pérdidas per fricción pueden calcularse de la siguiente manera:

$$P_f = \frac{u^2}{2g} \frac{1 + fL}{D} \frac{\rho g}{5.2} \dots\dots\dots (ii)$$

En donde:

P_f Perdidas por fricción; in. de H_2O

u Velocidad de los gases; pies/seg.

g Constante dimensional; 32.17

f Factor de fricción.

ρ_g Densidad de los gases; promedio lb/pie³

De III.2a la fracción mol de los gases de combustión es:

$$CO_2 = 0.1084$$

$$H_2O = 0.1385$$

$$O_2 = 0.0177$$

$$N_2 = 0.7353$$

La densidad de los gases de combustión (12) es:

$$\rho_{CO_2} = 0.1170 \text{ lb/pie}^3$$

$$\rho_{H_2O} = 0.0476 \text{ "}$$

$$\rho_{O_2} = 0.0846 \text{ "}$$

$$\rho_{N_2} = 0.0744 \text{ "}$$

Entonces la densidad de la mezcla de gases de combustión ρ_{mg} será:

$$\text{CO}_2 = 0.1084 \times 0.1170 = 0.0127$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0.1385 \times 0.0476 = 0.0066$$

$$\text{O}_2 = 0.0177 \times 0.0846 = 0.0015$$

$$\text{N}_2 = 0.7353 \times 0.0744 = \underline{0.0547}$$

$$\rho_{\text{mg}} = 0.0755 \text{ lb/pie}^3$$

Utilizando el método desarrollado en III.2a para conocer las libras/hr. de los gases de combustión, se tiene -- que el calor que se necesita generar por hora (III.3a) es:

$$q_{02} = 849062.73 \text{ BTU/hr.}$$

La cantidad de combustible por hora de calentamiento-será:

$$\frac{849062.73}{20239.2} = 41.95 \text{ lb/hr.}$$

$$\frac{41.95}{52.4} = 0.8 \text{ lb. mol/hr. de combusti-}$$

ble.

$$\text{lb. mol de C}_3\text{-} \quad 0.8 \times 0.40 = 0.32$$

$$\text{lb. mol de C}_4\text{-} \quad 0.8 \times 0.60 = 0.48$$

Las libras mol/hr. de los productos de la reacción de combustión serán:

Cantidad de CO₂.

Del C₃:

$$0.32 \times 3 = 0.96 \text{ lb. mol/hr. de CO}_2$$

Del C₄:

$$0.84 \times 4 = \underline{1.92} \text{ lb. mol/hr. de CO}_2$$

$$\text{Total} = 2.88 \text{ lb. mol/hr. de CO}_2$$

Cantidad de H₂O.

De C₃:

$$0.32 \times 4 = 1.28 \text{ lb. mol/hr. de H}_2\text{O}$$

De C₄:

$$0.48 \times 5 = \underline{2.40} \text{ lb. mol/hr. de H}_2\text{O}$$

$$\text{Total} = 3.68 \text{ lb. mol/hr. de H}_2\text{O}$$

Cantidad de O₂ teóricamente necesario.

Para C₃:

$$0.32 \times 5 = 1.60 \text{ lb. mol/hr. de O}_2$$

Para C₄:

$$0.48 \times 6.5 = \underline{3.12} \text{ lb. mol/hr. de O}_2$$

$$\text{Total} = 4.72 \text{ lb. mol/hr. de O}_2$$

El nitrógeno teóricamente necesario es:

$$\frac{4.72}{0.21} \times 4.72 = 17.75 \text{ lb. mol/hr. de } N_2$$

El oxígeno practicamente necesario será:

$$\frac{4.72}{0.21} \times 1.1 = 24.72 \text{ lb. mol/hr. de } O_2$$

Entonces el oxígeno remanente en los gases de combustión - será:

$$24.72 \times 0.21 - 4.72 = 0.47 \text{ lb. mol/hr. de } O_2$$

Por lo tanto el nitrógeno practicamente necesario será:

$$24.72 \times 0.79 = 19.53 \text{ lb. mol/hr. de } N_2$$

O sea que la composición será:

$$CO_2 = 2.88 \text{ lb. mol/hr.}$$

$$H_2O = 3.68 \text{ lb. mol/hr.}$$

$$O_2 = 0.47 \text{ lb. mol/hr.}$$

$$N_2 = 19.53 \text{ lb. mol/hr.}$$

Luego entonces las libras/hr. de los gases de combustión - serán:

$$2.88 \times 54 = 155.52 \text{ lb/hr.}$$

$$3.68 \times 18 = 66.24 \text{ lb/hr.}$$

$$0.47 \times 32 = 15.04 \text{ lb/hr.}$$

$$19.53 \times 28 = \underline{546.84} \text{ lb/hr.}$$

$$\text{Total} = 783.64 \text{ lb/hr.}$$

El gasto de los gases de combustión es:

$$\frac{783.64}{0.0755} = 10379.3 \text{ pies}^3/\text{hr.} = 2.88 \text{ pies}^3/\text{seg.}$$

Se propone una chimenea de 10 pulgadas de diámetro externo con un recubrimiento refractario interno de 2 pulgadas de espesor, de 6.562 pies (2 mts.) de altura prepercinando un área de:

$$3.1416 \times \frac{6}{12} \times 6.562 = 10.3 \text{ pies}^2$$

Entonces la velocidad será:

$$\frac{2.88}{10.3} = 0.28 \text{ pies/seg.}$$

Para el cálculo del factor de fricción se utilizará (12):

$$N_{Re} = \frac{24000 \times W}{D (T_g + 715)}$$

De donde:

N_{Re} Número de Reynolds.

W Flujo de gases; lb/hr.

Por lo tanto:

$$N_{Re} = \frac{24000 \times 783.64}{0.5 (1594.5 + 715)} = 16286.9$$

Lo cual nos da un factor de fricción extrapolado (12) de:

$$f = 0.030$$

Con los valores encontrados substituyendo en (ii) se tiene:

$$P_f = \frac{(0.28)^2}{2 \times 32.17} \times \frac{1 + (0.030) (6.562)}{0.5} \times \frac{0.0755}{5.2} = 4 \times 10^{-5}$$

Pulgadas de
 H_2O

Luego entonces el tiro natural será:

$$\Delta P_t - P_f = 0.049 - 0.00004 = 0.04896 \text{ de } H_2O$$

Del cálculo anterior se deduce que la chimenea propuesta será suficiente para extraer los gases generados -- por la reacción de combustión.

III.6.- Cálculo de la temperatura de salida del agua.

Este cálculo se hace para especificar las condiciones de operación, y tener una variable de control del sistema.

Con el mismo procedimiento de cálculo para las áreas-utilizado en III.1 pero ahora referido a las áreas internas del reactor para con este calcular el área media se obtiene:

Sección	Area Interna (m ²)	Area media (Am) (m ²)
1	2.736	2.879
2	12.416	12.905
3	17.935	18.473
4	74.706	76.398
5	44.227	44.885
6	89.614	91.549
7	50.004	50.678
8	121.817	124.925
9	17.823	18.390

Con las siguientes fórmulas y datos (9) es posible -- calcular la temperatura interna de la pared para las diferentes secciones del calentador, pero ya que la sección 1, es la de menor área y por lo tanto la que se encontrará a mayor temperatura, se tomará ésta como la temperatura de pared en todo el reactor.

$$\frac{q_2}{26.5} = \frac{t \text{ interna} - t \text{ externa}}{R}$$

De donde:

$$R = \text{resistencia} = \frac{e}{k A_m} ; \text{ } ^\circ\text{F/hr. BTU}$$

Entonces:

$$t \text{ interna} = \frac{q_2}{26.5} R + t \text{ externa}$$

$$R = \frac{40 \times 0.00328}{2.879 \times 10.764 \times 27} = 0.0001556$$

$$t \text{ interna} = \frac{5004376.4}{26.5} \times 0.0001556 + 86 = 124.66^\circ\text{F} = 51.5^\circ\text{C}$$

Entonces la temperatura del agua será:

$$q_2 = m C_p (t_{\text{agua}} - t_{\text{pared}})$$

$$m = 829400 \text{ lb. de H}_2\text{O}$$

$$C_p = 1.0 \text{ BTU/lb. } ^\circ\text{F}$$

Por lo tanto:

$$t_{\text{agua}} = \frac{q_2}{m C_p} + t_{\text{pared}}$$
$$= \frac{5094376.4}{829400 \times 1} + 124.66 = 130.8^\circ\text{F} = 54.9^\circ\text{C}$$

54.9°C será la temperatura a la que deberá de salir el agua del calentador al momento de iniciarse la circulación de esta.

III.7.- Datos de diseño del calentador.

Carga térmica.-

5094376.4 BTU @ 6 hrs. de operación.

Tubería interna.-

Número de tubos;	37
Diámetro;	1 pulgada cd 40
Material;	Aleación 1 1/4 Cr - 1/2 Mo
Pitch;	1 pulgada
Arreglo;	Cilíndrico
Altura;	6.562 pies (2 mts.)

Cubierta.-

Diámetro; 41 11/32 pulgadas
Material; acero al carbón
Espesor; 1/16 pulgada
Altura; 7.87 pies (2.40 mts.)

Chimenea.-

Diámetro; 10 pulgadas
Material; acero al carbón
Altura; 6.562 pies (2 mts.)

Quemador.-

Tipo; John Zink serie DBA-BA
Presión de operación; 2 lb/in.²

Refractario.-

Clave; APG - 55
Espesor; 2 7/8 de pulgada
Anclaje; acero al carbón
Aplicación; Total

Septete.-

Tripie de 23 5/8 de pulgada de altura, soldado a la base de la coraza.

Temperatura del agua.-

Entrada 15.5 °C

Salida 54.9 °C

III.8.- Cálculo de la presión de descarga de la bomba.

Utilizando el esquema isométrico de tubería III.8a para el cálculo de la caída de presión en el sistema y utilizando el método de cálculo propuesto por Rase (17) se tiene:

$$\sum F = \frac{fL_e}{D} \frac{u^2}{2g_c} \dots\dots\dots (i)$$

$$N_{r_e} = \frac{Du\rho}{\mu} \dots\dots\dots (ii)$$

$$P_h = \frac{H g}{g_c} ; \frac{g}{g_c} = 1 \dots\dots\dots (iii)$$

De donde:

$\sum F$ = Pérdidas por fricción; pie - lb.

L_e = Longitud equivalente; pies.

μ = Viscosidad absoluta, centipoises = 0.569

P_h = Presión hidrostática, pie - lb.

u = 7.06 pies/seg. (III.2e)

D = 4 pulgadas = 0.333 pies

ρ = 62.4 lb/pie³

O sea que la caída de presión en la tubería será:

De (ii) :

$$N_{re} = \frac{0.333 \times 7.06 \times 62.4}{0.569 \times 0.000672} = 384117.1$$

Para tubería de acero de 4 pulgadas (19) :

$$\epsilon/D = 0.00045$$

Por lo tanto:

$$f = 0.018$$

La longitud equivalente (19) es:

Longitud de la tubería = 72.291 X 3.281 = 237.187 pies

10 codos 90° STD de 4" = 90 X 0.333 X 10 = 299.999 pies

2 válvulas de compuerta de 4" = 13 X 0.333 X 2 = 8.666 pies

2 válvulas de retén de 4" = 135 X 0.333 X 2 = 89.999 pies

$$2 \text{ Te estandar de } 4" = 20 \times 0.333 \times 2 = \underline{13.333} \text{ pies}$$

$$= 649,186 \text{ pies}$$

Substituyendo en (i):

$$\epsilon F = \frac{(0.018)(649.186)}{0.333} \times \frac{(7.06)^2}{64.34}$$

$$= 27.16 \text{ pie-lb.}_p/\text{lb.} \times 62.4 \text{ lb/pie}^3 \times 0.006944 = 11.77 \text{ lb/in.}^2$$

Para la tubería que sube al reactor substituyendo en (iii):

$$P_h = 165.66 \times 62.4 = 10337.2 \times 0.006944 = \underline{71.78} \text{ lb/in.}^2$$

La caída de presión en el calentador por tubo es:

$$\text{Gasto} = 0.619 \text{ pies}^3/\text{seg.} \quad (\text{III.2a})$$

$$\text{Area/tubo} = \frac{83.36}{37} = 2.25 \text{ pies}^2 \quad (\text{III.3a})$$

$$u = \frac{0.619}{2.25} = 0.275 \text{ pies/seg.}$$

Substituyendo en (ii):

$$N_{re} = \frac{1}{12} \times \frac{0.275 \times 62.4}{0.569 \times 0.000672} = 3740.5$$

Para tubería de acero de 1 pulgada (19):

$$\epsilon/D = 0.0018$$

Per lo tanto:

$$f = 0.042$$

Substituyendo en (i):

$$\begin{aligned} \epsilon F &= \frac{(0.042)(6.562)}{0.083} \times \frac{(0.275)^2}{64.34} = \\ &= 0.0039 \times 62.4 \times 0.006944 \times 37 = 0.06 \text{ lb/in.}^2 \end{aligned}$$

La presión hidrostática en el calentador substituyendo en-
(iii) será:

$$P_h = 9.843 \times 62.4 \times 0.006944 = 4.26 \text{ lb/in.}^2$$

Total de caída de presión:

11.77

71.78

0.06

4.26

$$87.87 \text{ lb/in.}^2 \times 703.067 \times \frac{1}{10000} = 6.18 \text{ Kg/cm}^2$$

O sea que la bomba deberá descargar a 6.18 Kg/cm²

III.9.- Cálculo de la potencia de la bomba.

La potencia de la bomba, es posible utilizarla mediante las siguientes fórmulas empíricas (20):

$$Hp = (0.000648) (\text{caída de presión}) (\text{G.P.M. desplazados})$$

$$\text{G.P.M. desplazados} = \text{G.P.M. transferidos} / \text{eficiencia volumétrica.}$$

De III.8:

$$\text{Gasto} = 0.619 \times 448.831 = 277.826 \text{ G.P.M.}$$

$$\text{Eficiencia volumétrica} = 85\%$$

$$\text{Caída de presión} = 87.87 \text{ lb/in.}^2$$

Entonces:

$$\text{G.P.M. desplazados} = \frac{277.826}{0.85} = 326.85$$

Por lo tanto:

$$Hp = (0.000648) (87.87) (326.85) = 18.6$$

$$\text{Potencia} = 20 \text{ Hp}$$

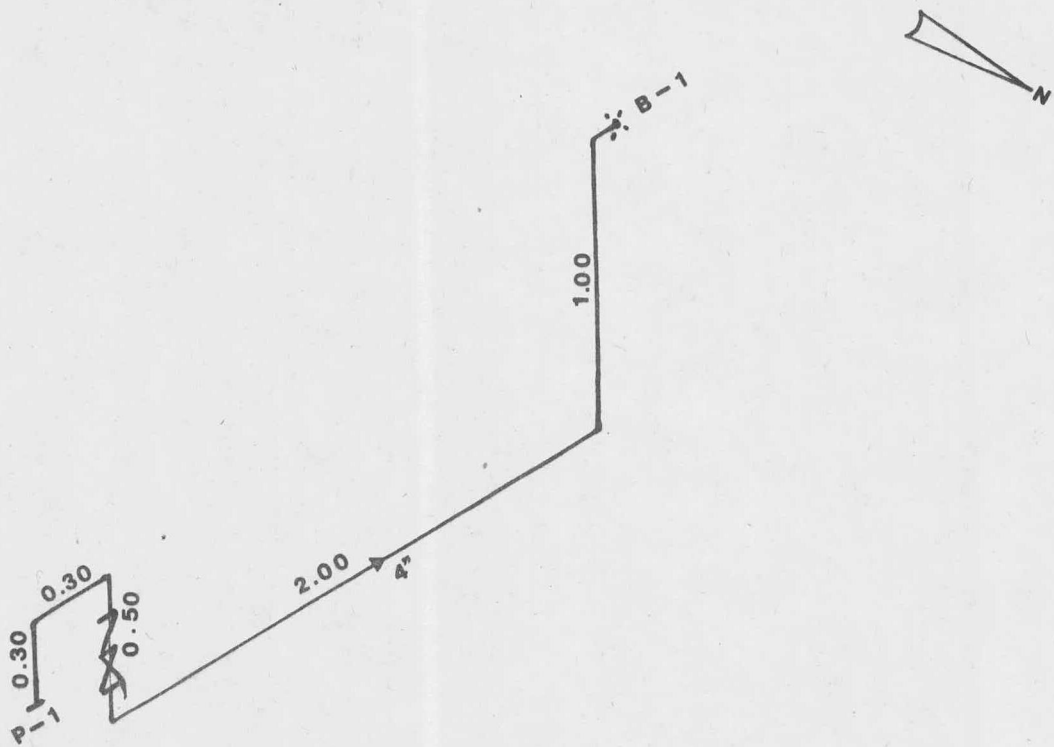


Figura III. 8a ISOMETRICO

acot. mts.

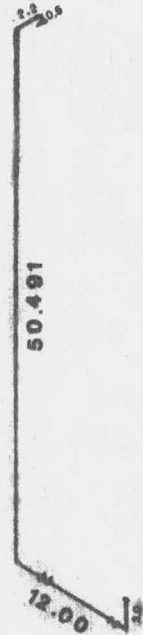


Figura III. 8a ISOMETRICO acot. mta.

III.10.- Cálculo del recipiente para gas combustible.

Calculando la cantidad de gas que se requiera durante la etapa de calentamiento será posible escoger el recipiente requerido para la prueba siendo este de tipo comercial.

$$PCI = 20239.2 \quad \text{BTU/lb.} \quad (\text{III.2a})$$

$$q_{02} = 849062.73 \quad \text{BTU/hr.} \quad (\text{III.3a})$$

$$\text{Tiempo de llenado o de calentamiento} = 6 \text{ hrs.} \quad (\text{III.2a})$$

$$\text{lb/hr. de combustible} = \frac{849062.73}{20239.2} = 41.95$$

$$\text{Combustible total requerido} = 41.95 \times 6 = 251.70 \text{ lb.}$$

$$= 114.2 \text{ Kg.}$$

Ya que en el mercado se dispone de tanque para gas con capacidades de 300 y 500 Kgs. se utilizará uno de 300 Kg.

C A P I T U L O I V

Con los datos de diseño del capítulo III se hace posible construir un diagrama de tubería e instrumentación, el cual constará de el siguiente equipo y accesorios: (figura IV.1a.).

- a).- Bomba de carga centrífuga con una $\Delta P = 6.18 \text{ Kg/cm}^2$; una capacidad de bombeo de 277.8 G.P.M. y - 20 Hp de potencia. (P - 1).
- b).- Tubería para el transporte del agua en el sistema de 4 pulgadas de diámetro, acero al carbón de 150 # y 900 #.
- c).- Calentador de fuego directo de 5094376.4 BTU en 6 horas de operación. (B - 1).
- d).- Tanque de gas con una capacidad de almacenamiento de 300 kilogramos. (V - 1).
- e).- Tubería de 3 pulgadas para gas de acero al carbón, a una presión de operación de 2 lb/in.^2 .
- f).- Bomba de prueba de tipo comercial de desplazamiento positivo con una $\Delta P = 100 \text{ Kg/cm.}^2$ (F - 2)
- g).- Accesorios; los requeridos para el sistema, (válvulas, indicadores de temperatura y presión etc.)

P-1
Bomba de
carga

B-1
Calentador

V-1
Tanque de
gas

P-2
Bomba de
prueba

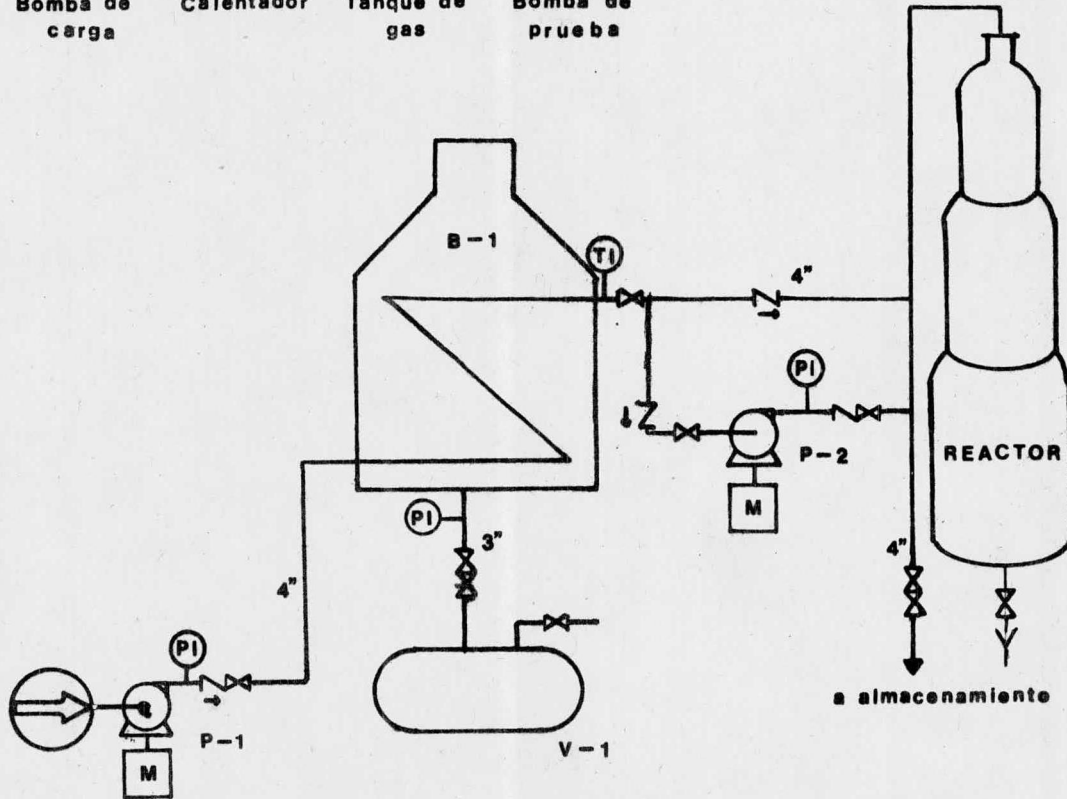


Figura IV.1a D. T. I.

CAPITULO V

COSTOS.

V.1.- Lista de equipo. (Fig. IV.1a)

Partida 1 - E.- Bomba centrífuga horizontal, P - 1; -----
 AP = 6.18 Kg/cm²; 20 Hp; acero al carbón;-
 Fluido: agua fría; accionada con motor ---
 eléctrica.

Partida 2 - E.- Bomba de prueba, P - 2; AP = 93.82 Kg/cm²;
 Acero al carbón; Fluido; agua caliente a -
 54.9 °C; accionada con motor de combustión.

Partida 3 - E.- Tanque horizontal, V - 1; capacidad; ----
 300 Kg. de gas; cabezas semielípticas; ma-
 terial: SA - 455 grado A; espesor 4.76 mm.

V.1a.- Costo de equipo (21).

Partida	Cantidad	Precio unitario	Importe
1 - E	1	2,700 dls.	2,700 dls.
2 - E	1	13,400 dls.	13,400 dls.
3 - E	1	107 dls.	<u>107 dls.</u>

Total = 16,207 dls.

V. 2.- Lista de materiales e instrumentos.

(Fig. III. 7 y III. 8a.)

- Partida 1 - M.- Cemento refractario A.P.G. - 55.
- Partida 2 - M.- Quemador John Zink serie B.D.B.A. - M.A.
- Partida 3 - M.- Tubería 10" ϕ 150 # acero al carbón.
- Partida 4 - M.- Lámina de 3.30 m. X 2.40 m. X 0.0016 m.
acero al carbón.
- Partida 5 - M.- Tubería 1" ϕ CD. 40, acero A - 335.
- Partida 6 - M.- Válvula retén 4" ϕ 150 # cara realizada, --
acero al carbón.
- Partida 7 - M.- Válvula de compuerta, cuña sólida 4" ϕ ---
150 # cara realizada, acero al carbón.
- Partida 8 - M.- Válvula retén 4" ϕ 900 # casquillo solda--
ble; acero al carbón.
- Partida 9 - M.- Válvula de compuerta, cuña sólida 4" ϕ ---
900 # casquillo soldable; acero al carbón.
- Partida 10- M.- Tuerca unión 4" ϕ 900 #.
- Partida 11- M.- Codo 90° radio largo 4" ϕ 150 #; acero al
carbón.
- Partida 12- M.- TE. 4" ϕ 150 #; acero al carbón.

- Partida 13- M.- Codo 90° radio largo 4" \varnothing 900 #; acero al carbón.
- Partida 14- M.- TE. 4" \varnothing 900 #; acero al carbón.
- Partida 15- M.- Válvula de globo 4" \varnothing 900 #; casquillo solldable; acero al carbón.
- Partida 16- M.- Válvula de aguja 3" \varnothing 150 #; casquillo solldable; acero al carbón.
- Partida 17- M.- Válvula de compuerta 3" \varnothing 150 #; casquillo soldable; acero al carbón.
- Partida 18- M.- Tuerca unión 3" \varnothing 150 #.
- Partida 19- M.- Codo 90° radio largo 3" \varnothing 150 #; acero al carbón.
- Partida 20- M.- Tubería 4" \varnothing 150 #; acero al carbón.
- Partida 21- M.- Tubería 4" \varnothing 900 #; acero al carbón.
- Partida 22- M.- Tubería 3" \varnothing 150 #; acero al carbón.
- Partida 23- I.- Termómetro bimetalico 0 - 100°C; carátula 5" \varnothing ; vástago 3 1/2" de largo.
- Partida 24- I.- Termopozo; acero inoxidable A - 316; 4" de largo.
- Partida 25- I.- Manómetro 0 - 11 Kg/cm²; carátula 4 1/2" \varnothing .

Partida 26- I.- Manómetro 0 - 140 Kg/cm²; carátula 4 1/2" ø.

V. 2a.- Costo de materiales e instrumentos (22).

Partida	Cantidad	Precio Unitario	Importe
1 - M	210 lb.	0.08 d11s/lb.	16.80 d11s.
2 - M	1	1600.00 d11s.	1600.00 "
3 - M	2 m.	14.05 d11s/m.	28.10 "
4 - M	1 lám.	265.00 d11s/lám.	265.00 "
5 - M	75 m.	17.93 d11s/m.	1344.75 "
6 - M	1	395.00 d11s.	395.00 "
7 - M	3	427.00 d11s.	1281.00 "
8 - M	3	1405.00 d11s.	4215.00 "
9 - M	3	1277.00 d11s.	3831.00 "
10 - M	2	60.00 d11s.	120.00 "
11 - M	7	6.00 d11s.	42.00 "
12 - M	2	13.00 d11s.	26.00 "
13 - M	7	9.00 d11s.	63.00 "
14 - M	2	20.00 d11s.	40.00 "

15 - M	1	1427.00 dls.	1427.00 dls.
16 - M	1	495.00 dls.	495.00 "
17 - M	1	362.00 dls.	362.00 "
18 - M	1	4.11 dls.	4.11 "
19 - M	4	3.00 dls.	12.00 "
20 - M	8 m.	5.35 dls/m.	42.80 "
21 - M	81 m.	25.80 dls/m.	2089.80 "
22 - M	18 m.	3.00 dls/m.	54.00 "
23 - I	1	44.13 dls.	44.13 "
24 - I	1	26.70 dls.	26.70 "
25 - I	2	30.66 dls.	61.32 "
26 - I	1	65.14 dls.	65.14 "

Total = 17951.65 dls.

V. 3.- Costo total instalado C.T.I. (23).

C.T.I. = Costo de equipo + costo de materiales e instrumentos + costo de construcción y mano de obra,

De donde:

Costo de construcción y mano de obra = 15% (de costo de --
equipo + costo de -
materiales e instru-
mentos).

Costo de equipo = 16,207.00 dls.

Costo de materiales e instrumentos = 17,949.25 "

Costo de construcción y mano de obra = 5,123.43 "

C.T.I. = 39,279.68 dls.

V. 4.- Inversión total I. T.

I.T. = C.T.I. + costo de operación + costo de manteni-
miento.

Costo de operación = 3.5 turnos X 2 operadores/turno
X 10.37 dls/operador. (24)
= 72.59 dls.

Costo de mantenimiento = despreciable, ya que éste entra
en el costo de construcción y --
montaje; cada vez que se utiliza
el sistema.

Entonces:

C.T.I. = 39,279.68

Costo de operación = 72.59

I.T. = 39,352.27 dls.

Nota aclaratoria:

La evaluación anterior se realizó en U.S. dls. debido a la inestabilidad actual de la moneda mexicana, la escasez de material y con el objeto de tener una idea del costo en el mercado internacional; ahora bien, tomando una razón cambiaria de moneda de 22.50 pesos mexicanos por U.S. dollars. El costo sería de:

I.T. = 885,426.07 pesos mexicanos.

V. 5.- Costo real.

Ya que en el lugar de realización de la prueba se encuentran diferentes plantas de proceso en su etapa de construcción; el equipo, materiales e instrumentos que se requieren en este estudio son recuperables en su mayoría para su utilización en alguna de las plantas. Así que, a excepción de las partidas 3 - E; 1 - M; 4 - M y 5 - M todas las demás son recuperables, por lo tanto:

Costo real = (costo de equipo, materiales e instrumentos - recuperable) + costo de construcción y mano de obra + costo de operación.

Costo de equipo, mats. e instrum. - recuperable =
= 1733.55 dls.

Costo de construcción y mano de obra =
= 5123.43 dls.

Costo de operación = 72.59 dls.

Costo real = 6929.57 dls.

Costo real = 6929.57 dls. X 22.5 = 155915.32 pesos Mexicanos.

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

- 1a. Es obligado el ejecutar la prueba para garantizar la construcción óptima del equipo por recibirse ésta en secciones como consecuencia de sus dimensiones.
- 2a.- La inversión generada por el equipo de este sistema, es mínima y ampliamente justificada comparándola con el costo total de instalación (800,000.00 dls) del reactor.
- 3a.- Las pérdidas que se ocasionarían por un paro de la planta reformadora ya en operación por causa de una falla de especificación, justifican el sistema de prueba requerido.
- 4a.- Dado que se conocen las características de contenido de calor (entalpías) este sistema es susceptible de utilizarse en equipos que requieran condiciones de prueba similares.
- 5a.- Por la modulación de capacidades de plantas (reactores) este sistema puede utilizarse para reactores de reformación de capacidad y especificaciones similares a las contenidas en este trabajo.

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

- (1) I.M.P. Dibujo No. 1048 - 05211 A y/o S.P.A. acciaeria e tubificio di brescia, dibujo No. 85012 contrato --- 24162.
- (2) U.O.P. (Universal oil products) Manual de operación - de la planta reformadora de gasolinas; Refinería Miguel Hidalgo 1976.
- (3) Revista del Instituto Mexicano del Petróleo (I.M.P.); vol. VIII núm. 2 Abril 1976.
- (4) A.S.M.E. Boiler and pressure vessel code; Secc. VIII Div. 1 ed. 1974.
- (5) Process equipment design; Vessel design; Brownell & - Young. Ed. John Wiley & sons 1968.
- (6) Datos de diseño U.O.P. e información de fabricante a PEMEX.
- (7) A.S.M. (American Society of Materials) Handbook of Materials vol. I ed. 1974.
- (8) I.M.P. Manual de proceso; contrato 1048.

- (9) Heat transmission; Mc. Adams ed. Mc. Graw Hill 1954
3a. edición.
- (10) Fuels, Combustion & Furnaces; Griswold. ed. Mc. Graw
Hill 1946; 1a. edición.
- (11) Refinación del petróleo; Nelson. ed. Reverte 1958 -
3a. edición.
- (12) Chemical Engineers Handbook; Perry & Chilton ed. Mc.
Graw Hill; 1973; 5a. edición.
- (13) Hydrocarbon Processing & Petroleum Refiner; vol. XII
núm. 11 Octubre 1963.
- (14) Refractarios A.P. Green.
- (15) Información de PEMEX.
- (16) John Zink; Tulsa Oklahoma; información proporcionada
a PEMEX.
- (17) Diseño de tuberías para plantas de proceso; Rase ed.
Blume.
- (18) Cameron Hydraulic Data; Shaw & Loomis; Ingersoll-Rand
Co. Cameron pump division; 1951 20a. edición.

- (19) Principles of Unit Operations; Foust; John Wiley & Sons; 1960; 2a. edición.
- (20) N.G.P.S.A. (Natural Gas Processors Suppliers Association); Engineering Data Book; 1972; Rev. 1974.
- (21) Información de proveedores.
- (22) Gerencia de proyectos y construcción PEMEX.
- (23) Chemical Engineering Cost Estimation; Aries & Newton; Mc. Graw Hill 1955.
- (24) Ley federal del trabajo.