



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

E. N. E. P. "ZARAGOZA"

**ESTUDIO DEL ARREGLO DEL HORNO DE LA  
SECCION DE OXODESHIDROGENACION DE BUTENOS**

**T E S I S**  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
INGENIERO QUIMICO  
P R E S E N T A  
*Blanca Isabel Vázquez Martínez*

MEXICO D. F.

1984



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**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.

# I N D I C E

	PAGINA
RESUMEN	1
I. INTRODUCCION	2
II. GENERALIDADES	5
II.1 BUTADIENO	5
II.1.1 Características	5
II.1.2 Importancia del butadieno	6
II.1.3 Métodos de Producción de butadieno	11
II.2 CONCEPTOS GENERALES	20
II.3 HORNOS	30
II.3.1 Concepto del horno	30
II.3.2 Clasificación de hornos	31
a) Servicio	
b) Estructura	
c) Colocación de los tubos	
II.3.3 Componentes de los hornos	46
II.3.3.1 Sección de radiación	46
II.3.3.2 Sección de tubos escudo	54
II.3.3.3 Sección de convección	54
II.3.4 Equipos de recuperación de calor	56
III. SELECCION DEL PROCESO DE PRODUCCION DE BUTADIENO Y PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	61
III.1 SELECCION DEL PROCESO	61
III.2 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	62
III.3 UBICACION DE LA SECCION DE OXODESHIDROGENACION DENTRO DE LA PLANTA DE PRODUCCION DE BUTADIENO	68
III.4 DESCRIPCION DEL PROCESO DE OXODESHIDROGENACION DE BUTENOS	68
III.5 BALANCE DE MASA Y ENERGIA	71

	PAGINA
III.6. UBICACION DEL EQUIPO DENTRO DE LA PLANTA	71
III.7. DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION (DTI)	75
IV. METODOS DE CALCULO, SELECCION Y METODOLOGIA PARA EL DISEÑO DEL HORNO	79
IV.1 METODOS DE DISEÑO Y EVALUACION DE HORNOS	79
a) Métodos empíricos	
b) Métodos refinados	
IV.2 SELECCION DEL METODO DE CALCULO A UTILIZAR EN EL DISEÑO.	90
IV.3 DESCRIPCION DEL DISEÑO Y ARREGLO DEL HORNO	93
IV.3.1 Datos y documentos requeridos para el - diseño y arreglo del horno.	93
IV.3.2 Criterios de prediseño	95
IV.3.3 Cálculos del diseño del horno	101
IV.3.3.1 Cálculos de prediseño	103
IV.3.3.2 Cálculos de diseño y evaluación térmica	118
a) Sección de radiación	
b) Sección de convección	
c) Caída de presión	
d) Chimenea	
V. SELECCION DE LAS DIFERENTES ALTERNATIVAS DE ARREGLO DEL HORNO.	159
VI. RESULTADOS	162
VII. CONCLUSIONES	165
APENDICE	169
BIBLIOGRAFIA	225

## RESUMEN

El estudio del horno de la sección de oxideshidrogenación de butenos - de la planta de producción de butadieno tiene los siguientes objetivos:

- 1) Efectuar la selección y arreglo del horno.
- 2) El horno debe satisfacer las condiciones energéticas del proceso, - con una alta eficiencia.

El origen del estudio se debe a la necesidad de producir productos - - petroquímicos con el mejor aprovechamiento energético, según se explica en la introducción del presente trabajo.

Para llevar a cabo el estudio, en el segundo capítulo, se presentan -- los conocimientos básicos para su mejor comprensión. En el capítulo tercero se plantea el problema del arreglo dentro del proceso y se proporcionan los requerimientos de producción.

La selección del método de diseño del horno utilizado y la metodología de cálculo se presentan en el cuarto capítulo.

En el quinto capítulo, se realiza la selección de las alternativas de arreglo presentadas. Los cálculos para la especificación del horno se encuentran contenidos en el apéndice al final del trabajo.

## I. INTRODUCCION

Los productos petroquímicos (butadieno) constituyen las bases del desarrollo industrial de un país. Esto se debe a que dicha industria está íntimamente ligada a la economía en general por la gran variedad de productos que genera. En el caso del butadieno: neumáticos, artículos moldeados, suelas de zapatos, losetas de pisos, aislamientos, mangueras, etc.

La industria de la cuál se obtienen dichos productos es la industria de refinación y petroquímica. En ésta industria es necesario producir grandes cantidades de calor, pues los procesos petroquímicos requieren de elevadas temperaturas. Lo anterior plantea el problema de fabricación de cambiadores de calor especiales.

Para satisfacer las demandas energéticas de tales industrias se han creado los calentadores a fuego directo (CAFD) u hornos.

Quando los primeros hornos fueron construídos, sólo aprovechaban el calor transmitido por convección. Consistían de un banco de tubos espaciados con una superficie libre a un lado o debajo de los tubos donde se efectuaba la combustión. El coke se depositaba en los tubos más cercanos a la cámara de combustión provocando sobrecalentamiento, además de que los tubos restantes absorbían menor calor. Lo que provocaba que los tubos cercanos a la cámara de combustión fueran sustituidos por ruptura. Poco tiempo después surgía el mismo problema en tubos diferentes.

Al perfeccionarse el diseño de los hornos, se encontró que la radiación de la flama podía ser aprovechada si se distribuía sobre una gran superficie.

Los costos de operación de un horno son elevados debido principalmente al consumo de combustible (Figura 1). Requiriendo, además de un diseño y -

construcción especial por manejar condiciones severas de temperatura y en algunos casos de presión.

Por lo expuesto anteriormente, el diseño y construcción del horno de acuerdo a un estudio, ayudará en el mejor aprovechamiento de energía y disminuirá los parps por mantenimiento del equipo.

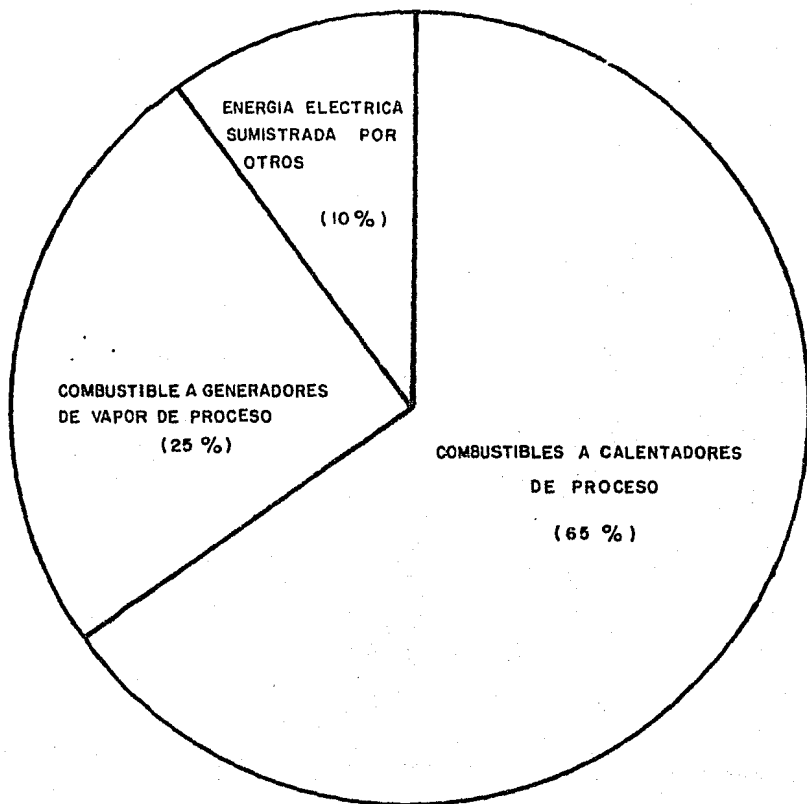


FIG. 1. FUENTE DE ENERGIA A REFINERIAS

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO		
ENEP ZARAGOZA	TESIS PROFESIONAL	1984
BLANCA I. VAZQUEZ MARTINEZ		



## II. GENERALIDADES

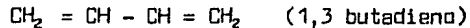
### II.1 BUTADIENO

#### II.1.1 Características.

El butadieno es un compuesto químico, obtenido de la deshidrogenación catalítica del petróleo (Proceso de reformación), cuya reacción es -- endotérmica en sus inicios, por lo que es necesario el suministro de -- energía calorífica.

Sus propiedades químicas son las siguientes:

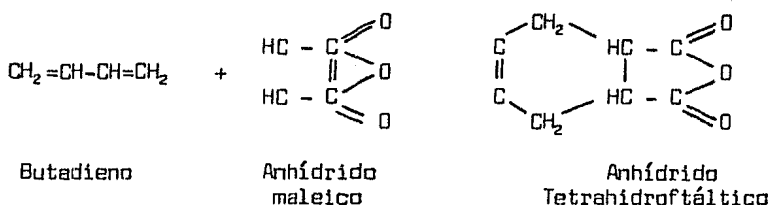
Es un hidrocarburo de cuatro átomos de carbono, con dos dobles enlaces conjugados. Los compuestos que presentan dos dobles enlaces etilénicos en su molécula se les da el nombre de alcadienos o, más brevemente, -- dienos. Su fórmula química es:



Existen isómeros del butadieno, pero en general se encuentran en menor cantidad que el 1,3 butadieno.

Es poco soluble en agua y etanol, muy soluble en acetona, éter, benceno y cloroformo. Polimeriza rápidamente con el oxígeno del aire.

La reacción característica de los dienos conjugados es la condensación Diels-Alder. En ésta reacción participa un compuesto con dobles enlaces conjugados (el dieno) y un compuesto insaturado (el dienófilo), -- produciéndose un aducto (compuesto de adición). Así, el butadieno -- reacciona con un grupo dienófilo, como el anhídrido maleico, dando anhídrido tetrahidroftáltico.



La importancia de la condensación de Diels-Alder se encuentra en el hecho de que permite la preparación de muchos compuestos cíclicos - que no se preparan fácilmente en ninguna otra forma.

Propiedades físicas:

Es un gas incoloro e inodoro con las siguientes propiedades:

Punto de fusión	-162.4 °F
Punto de ebullición	24.0 °F
Temperatura crítica	305.6 °F
Presión crítica	627.52 psig
Punto de ignición	-121.0 °F

### II.1.2 Importancia del butadieno

El butadieno es un producto petroquímico importante por poseer las siguientes características:

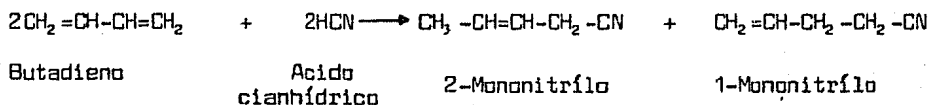
- a) Materia prima barata
- b) Fácil adquisición
- c) Gran reactividad

Cerca del 93% (11\* ) de la producción del butadieno , se emplea en la fabricación de distintos tipos de caucho sintético, entre los que -- destaca la buna y el butapreno. Además se emplea en la industria de -- pinturas y en la síntesis de piridina, pirrol e indol.

\* Los números entre paréntesis corresponden a la bibliografía.

Aunque la principal aplicación del butadieno es la formación de polímeros. También es utilizado como intermediario químico en la producción de compuestos industriales, los cuales se presentan en la Tabla - No. 1, y se describen a continuación. ( 11 )

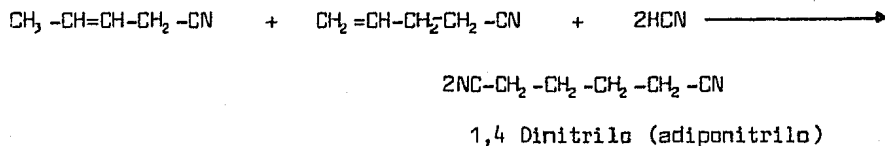
1) Hexametilendiamina.-  $H_2N-(CH_2)_6-NH_2$ , el cuál es producido por la -- adición de cianuro de hidrógeno al butadieno. Lo cual constituye un -- proceso en dos pasos. En el primer paso se efectúan la siguiente reacción:



Las condiciones de reacción son:

Temperatura	419 <sup>o</sup> F
Presión	15 psig
Catalizador	CuMgCrO(+HCl, N <sub>2</sub> )
Rendimiento	88%

En el segundo paso, el HCN reacciona con el mononitrilo para formar el 1,4-dinitrilo.



Las condiciones de reacción son:

Temperatura	194 <sup>o</sup> F
Fase	líquida
Rendimiento	90%

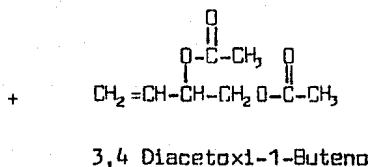
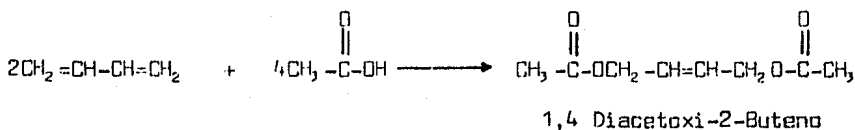
	PRODUCTO INICIAL	PRODUCTO FINAL	FORMULA DEL PRODUCTO FINAL
BUTADIENO	Diclorobutenos	Hexametilendiamina	$H_2N-CH_2-CH_2-CH_2-CH_2-CH_2-CH_2-NH_2$
	Acido Adípico	-----	$HO-\overset{O}{\parallel}{C}-CH_2-CH_2-CH_2-CH_2-\overset{O}{\parallel}{C}-OH$
	1,4-Diacetoxi-2buteno	1,4 Butanodiol	$HOCH_2-CH_2-CH_2-CH_2OH$
	Sulfoleno	Sulfolano	$\begin{array}{c} CH_2-CH_2 \\   \\ CH_2-CH_2 \end{array} \rangle SO_2$
	3,4-Dicloro-1 buteno	Cloropreno	$CH_2=\overset{Cl}{C}-CH=CH_2$
	1,3 y 1,5- Ciclooctadieno	-----	$\begin{array}{c} CH_2-CH=CH-CH \\   \quad \quad \quad \parallel \\ CH_2-CH_2-CH_2-CH \end{array}$ 1,3 Ciclooctadieno <span style="margin-left: 100px;"> <math>\begin{array}{c} CH_2-CH=CH-CH_2 \\   \quad \quad \quad   \\ CH_2-CH=CH-CH_2 \end{array}</math>             1,5 Ciclooctadieno         </span>

Tabla 1.- USOS DEL BUTADIENO COMO REACTIVO QUIMICO.



3) 1,4 Butanodiol.- El butadieno constituye la materia prima en la --  
 producción de 1,4 Butanodiol, en un proceso de tres pasos, dando un --  
 rendimiento global del 84%.

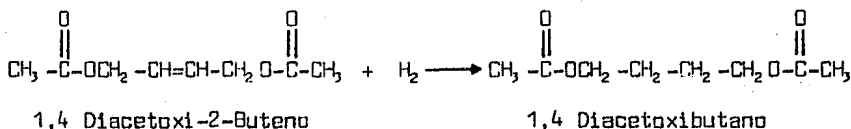
El primer paso es la acetoxilación en fase líquida del butadieno a 1,4-  
 diacetoxi-2-buteno.



Las condiciones de reacción son:

Temperatura	176°F
Presión	384 psig
Rendimiento	91%

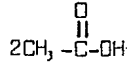
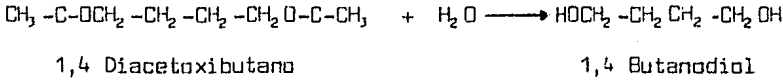
El segundo paso consiste en la hidrogenación del 1,4-diacetoxi-2-buteno  
 a 1,4-diacetoxibutano.



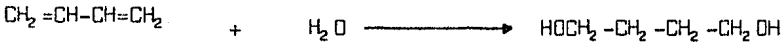
Las condiciones de reacción son:

Temperatura	176°F
Presión	880 psig
Rendimiento	98%

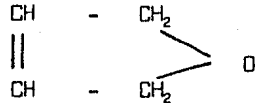
El tercer paso es la hidrólisis convencional a 1,4 Butanodiol.



La reacción global es:



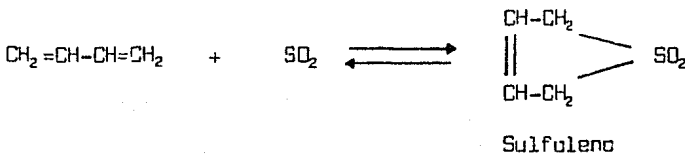
Usos: Los dos usos principales del 1,4 Butanodiol, son la producción del tetrahydrofurano (57%)



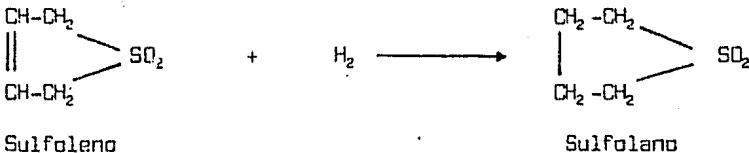
y productos químicos derivados del acetileno (26%).

Es también utilizado en la producción de poliuretano, hule sintético, poliester termoplástico e industrias fabricantes de plásticos.

4) Sulfolano.- Es producido de la reacción del Butadieno y dióxido de azufre, obteniéndose sulfolano.

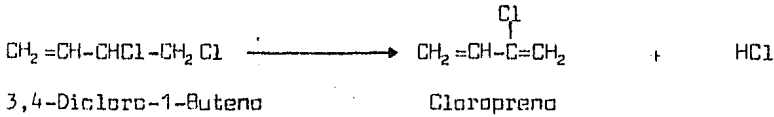


El sulfoleno es hidrogenado al sulfolano por proceso convencional.



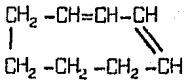
Usos: El sulfolano es usado para la extracción de compuestos aromáticos, procedentes del petróleo o del carbón.

5) Cloropreno.- (2-cloro 1,3-butadieno) Es producido de la clorinación a alta temperatura del butadieno, seguida de una isomerización a 3,4-Dicloro-1-Buteno,  $\text{CH}_2=\text{CH}-\text{CHCl}-\text{CH}_2\text{Cl}$ , que es deshidroclorinado a cloropreno.

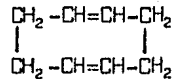


Usos: El cloropreno es polimerizado para dar un hule con excelente resistencia al aceite, solventes y crackeo del ozono.

6) Dimeros.- El butadieno puede ser dimerizado a 1,3 y 1,5 ciclooctadienos.



1,3-Ciclooctadieno



1,5-Ciclooctadieno

Usos: Los ciclooctadienos son convertidos en nylon-8 por medio de la oxidación de ciclooctanona.

Este ácido es usado también para producir lubricantes sintéticos.

### II.1.3 Métodos de producción de butadieno.

La producción del butadieno depende del tipo, peso molecular del compuesto orgánico que lo genera y de las condiciones de operación. De acuerdo a esto, se tienen los siguientes métodos de producción del butadieno.

1) Dishidrogenación catalítica de los butenos (1-buteno y cis y trans 2-buteno).

2) Pirólisis de hidrocarburos que contienen más de cuatro átomos de carbono.



- 3) Deshidrogenación catalítica del n-butano.
- 4) Cloración de los butenos seguida de deshidrocloración de los dicloro-butanos resultantes.
- 5) Tratamiento catalítico del alcohol etílico y de mezclas de alcohol etílico y acetaldehído.
- 6) Condensación aldólica del acetaldehído (obtenido en el tratamiento de los gases de petróleo), seguida de la conversión del aldol en butadieno.
- 7) Proceso de oxodeshidrogenación de butenos.

De los procesos de conversión de hidrocarburos, la deshidrogenación del n-butano y la oxodeshidrogenación de butenos son los más importantes en capacidad de las instalaciones. A continuación se describen los métodos de producción del butadieno.

- 1) Deshidrogenación catalítica de los butenos. En la operación de deshidrogenación, los butenos son purificados utilizando vapor de agua como diluyente, poniéndose posteriormente en contacto con un catalizador sólido que sea capaz de efectuar la deshidrogenación. Los reactores catalíticos en donde se efectúa la deshidrogenación de los butenos, deben cumplir las siguientes condiciones:
  - a) Presión parcial relativamente baja (subatmosférica) de los butenos para reducir al mínimo la polimerización del butadieno. En caso contrario causaría la formación de una capa de depósito de material carbonoso sobre el catalizador.
  - b) Poco tiempo de contacto (décimas de segundo) entre los butenos y el catalizador.

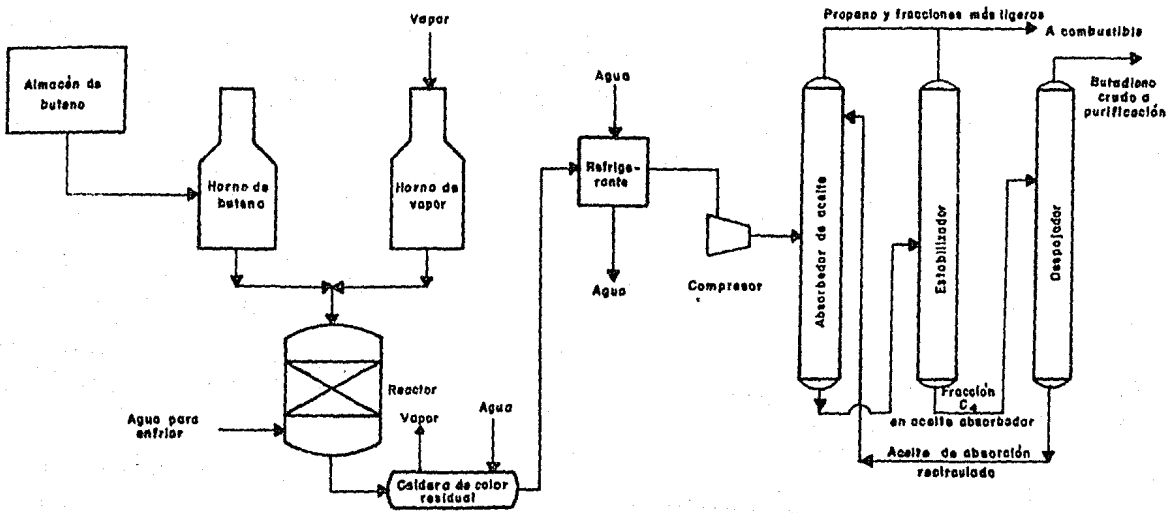


FIG. 2. DESHIDROGENACION DEL BUTENO.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO		
E N E P ZARAGOZA	TESIS PROFESIONAL	1984
BLANCA I. VAZQUEZ MARTINEZ		

- c) Temperatura de reacción de  $1,150^{\circ}\text{F}$  -  $1,240^{\circ}\text{F}$
- d) Medios para suministrar calor a la reacción endotérmica.
- e) Medios para la regeneración periódica del catalizador y poder -- eliminar los depósitos carbonosos.

Las reacciones de deshidrogenación son reversibles en presencia de los catalizadores. Las reacciones que se efectúan son endotérmicas por lo que, termodinámicamente, el equilibrio es favorable a temperaturas elevadas  $1,150^{\circ}\text{F}$  (Figura 2).

- 2) Pirólisis de hidrocarburos que contienen más de cuatro átomos de -- carbono. Consiste en una operación cíclica donde en una porción del ciclo se efectúa el cracking con un período posterior de recalentamiento.

La temperatura del cracking debe ser superior a  $1,200^{\circ}\text{F}$  para obtener buen rendimiento de butadieno. La duración total del ciclo es -- aproximadamente de seis minutos. El rendimiento del proceso es bajo (una conversión a butadieno de aproximadamente 3.5% de la nafta -- empleada). Además del butadieno, durante el proceso se obtienen -- otros hidrocarburos entre los que se encuentran: el benceno, el -- isopreno, ciclopentadieno, etileno, propileno y butilenos. Esto hace que el proceso sea económicamente competitivo en condiciones normales, con respecto a los procesos de deshidrogenación (Figura 3).

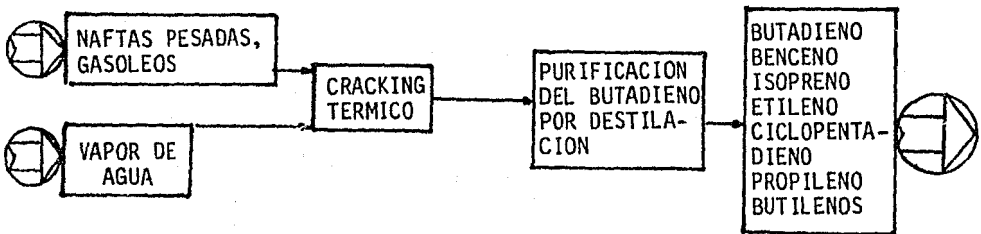


Figura 3. PIROLISIS DE HIDROCARBUROS QUE CONTIENEN MAS DE CUATRO ATOMOS DE CARBONO.

3) Deshidrogenación catalítica del n-butano. Este proceso puede llevarse a cabo en dos operaciones diferentes de la forma siguiente:

- a) Proceso de deshidrogenación en una etapa.- El n-butano junto con butenos de recirculación es convertido en butenos y butadieno, - los cuales son separados del hidrógeno y de los productos del -- crackeo devolviéndose al ciclo los butenos no convertidos.
- b) Proceso de deshidrogenación en dos etapas.- El n-butano es convertido parcialmente en butenos durante la primera etapa. Después de la separación del hidrógeno e hidrocarburos ligeros, la mezcla de buteno-butano resultante es convertida en butadieno en la segunda etapa.

La deshidrogenación del n-butano a butadieno es endotérmica con un calor de reacción de 128 BTU/mol de butano. Los catalizadores - - comúnmente utilizados, contienen alumina y óxido de cromo siendo -- muy sensibles al vapor de agua (Figura 4).

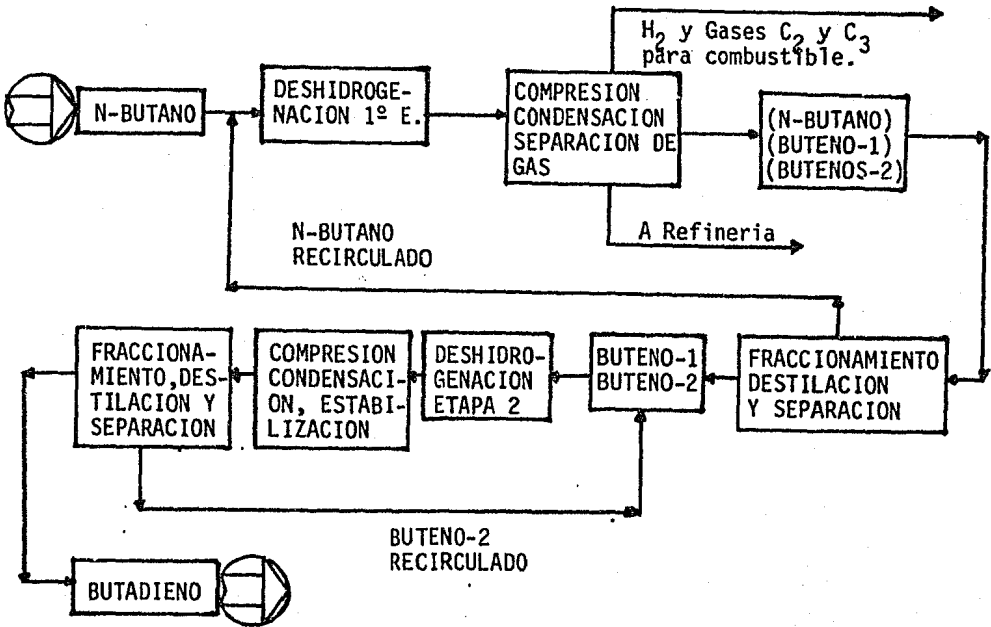
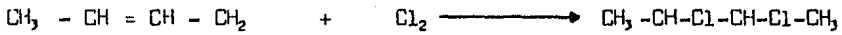
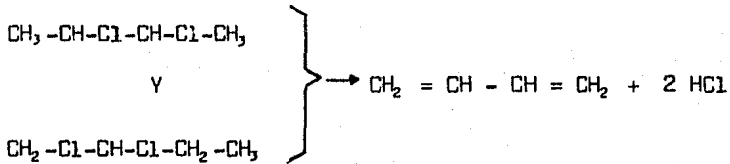
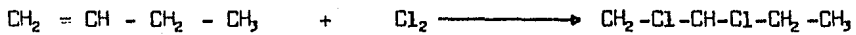


Figura 4. DESHIDROGENACION CATALITICA DEL N-BUTANO.

4) Cloración de los butenos seguida de deshidrocloración de los dicloro-butanos resultantes. Las reacciones que tienen lugar en éste -- proceso son las siguientes:



Y



Este proceso ha sido poco utilizado industrialmente (Figura 5).

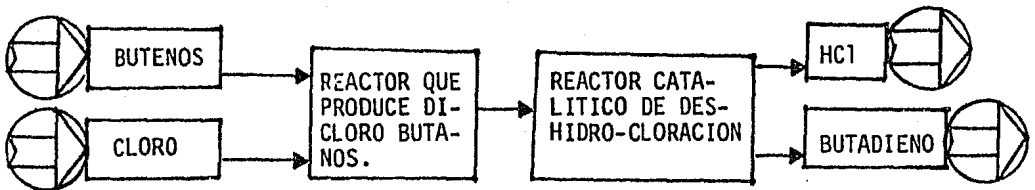


Figura 5. CLORACION DE LOS BUTENOS, SEGUIDA DE DESHIDROCLORACION DE LOS DICLORO-BUTANOS RESULTANTES.

5) Tratamiento catalítico de alcohol etílico y de mezclas de alcohol etílico y acetaldehído. Este proceso no puede competir en costo -- con el butadieno procedente de la conversión de hidrocarburos. Sin embargo, las fábricas de conversión de alcohol requieren aparatos -- menos complicados y su construcción es más barata.

En este proceso se produce el crotonaldehído ( $\text{CH}_3\text{-CH=CHCHO}$ ) que es un producto de las reacciones de condensación y deshidratación del acetaldehído. Este compuesto intermedio se convierte en butadieno por adquisición de dos átomos de hidrógeno del alcohol etílico con una deshidratación subsecuente; simultáneamente, se forma acetaldehído (Figura 6).

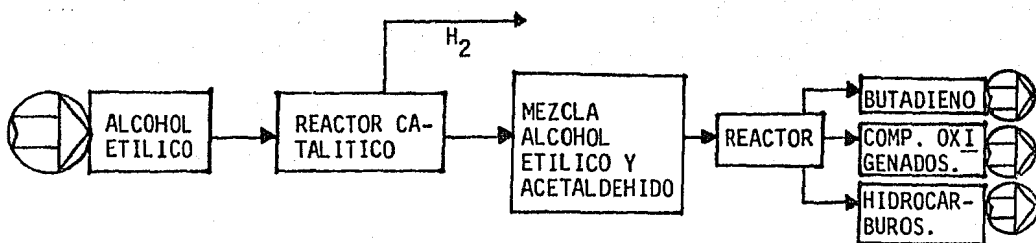
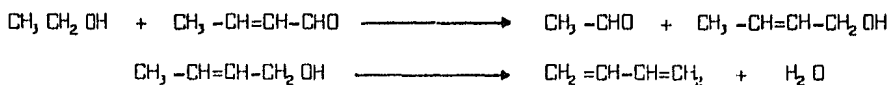


Figura 6. TRATAMIENTO CATALITICO DE ALCOHOL ETILICO Y DE MEZCLAS DE ALCOHOL ETILICO Y ACETALDEHIDO.

Las reacciones son:



6) Condensación aldólica del acetaldehído, seguida de la conversión -- del aldol en butadieno. El proceso se inicia con el acetaldehído y consta de tres fases (Figura 7).

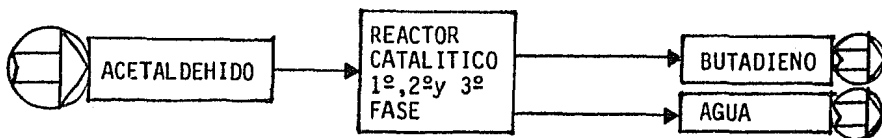
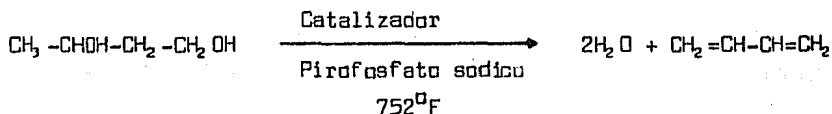
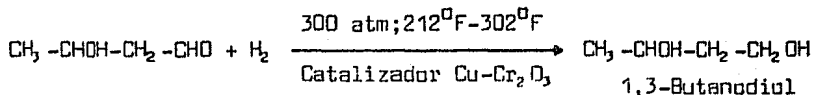
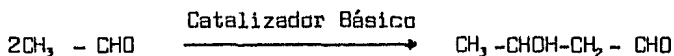


Figura 7. CONDENSACION ALDOLICA DEL ACETALDEHIDO, en las cuales tienen lugar las siguientes reacciones:



7) Proceso de Oxodeshidrogenación de Buteno.- Es un proceso rela  
tivamente nuevo, el cual utiliza lo más avanzado de la tecnología,  
presentando las siguientes características:

- a) Bajo consumo de combustible y vapor.
- b) Alta selectividad y conversión por paso de buteno a Butadieno.
- c) Garantiza una larga vida del catalizador sin problemas frecuen  
tes de regeneración.

Lo anterior hace del proceso de oxodeshidrogenación de Butenos  
el indicado para instalarse en una nueva planta de producción de --  
Butadieno (ver punto III.1 Selección del Proceso). Por las caracter  
ísticas citadas anteriormente el 75% de la producción mundial del  
Butadieno se basa en la tecnología de oxodeshidrogenación. El proce  
so será explicado en detalle en capítulos posteriores.



## II.2 CONCEPTOS GENERALES

A continuación se presentan los conceptos principales que son necesarios conocer para la realización del estudio del arreglo del Horno de la sección de oxideshidrogenación de butenos.

- a) Calor.- El calor se define como la energía que se trasmite de un sistema de mayor temperatura a otro de menor temperatura.
- b) Mecanismos de transferencia de Calor.- Existen tres mecanismos básicos de transferencia:
- I) Conducción
  - II) Convección
  - III) Radiación

En los problemas reales nunca se presentan en forma aislada. A continuación se definen y explican en forma breve.

I) Conducción.- Es la forma de transferencia de calor que se lleva a cabo a nivel molecular y se transfiere de las moléculas de un nivel energético mayor a las de nivel menor.

A nivel microscópico y en estado estacionario se establece que el flux de calor (q calor por unidad de área y unidad de tiempo) es proporcional al gradiente de temperatura, lo que define una constante de proporcionalidad conocida como conductividad térmica (k):

$$q = \frac{Q}{A} \qquad q = K \left( \frac{dT}{dx} \right)$$

q: Flux de calor (BTU/h pie<sup>2</sup>)

A: Area considerada (pie<sup>2</sup>)

Q: Calor transmitido (BTU/h)

k: Conductividad térmica (BTU/h pie<sup>2</sup> °F/pie)

$\frac{dt}{dx}$ : Gradiente de temperaturas (°F/pie)

II) Convección.- Es la transferencia de calor que se efectúa entre las partes relativamente calientes y las partes relativamente frías de un fluido debido a una diferencia de densidades. Cuando esto se produce sin ninguna fuerza externa al sistema se le llama convección natural o libre; si se produce por una agitación provocada por un agente externo al sistema se trata de un proceso de convección forzada.

En la mayoría de los casos de interés industrial, la transferencia de calor por convección se efectúa de un fluido a otro a través de una pared sólida y se calcula por:

$$dQ = h A dT$$

h: Constante de proporcionalidad. Término sobre el cual tiene influencia la naturaleza del fluido y la forma de agitación, evaluándose su valor en forma experimental (BTU/h pie<sup>2</sup> °F).

III) Radiación.- La radiación se denomina generalmente radiación térmica y es la radiación electromagnética emitida por un cuerpo debido a su temperatura. La radiación térmica es de la misma naturaleza que la luz visible, los rayos X y las ondas de radio. La única diferencia es su longitud de onda. La radiación térmica tiene las siguientes características:

a) Viaja a la velocidad de la luz.

b) Esta controlada por las leyes de electromagnetismo y mecánica cuántica.

c) Todos los cuerpos absorben y emiten radiación.

El cálculo de la radiación térmica se basa en la Ley de Stefan-Boltzmann que relaciona el flux emitido por un cuerpo radiante ideal con la cuarta potencia de su temperatura absoluta que se denomina "cuerpo negro" (radiador perfecto o ideal). Para superficies reales se corrige con la emisividad del cuerpo:

$$dQ = \sigma \epsilon dA t^4$$

$\sigma$  : Constante dimensional de Stefan-Boltzmann ( $0.173 \times 10^{-8}$  BTU/h pie<sup>2</sup> °R<sup>4</sup>)

$\epsilon$  : Emisividad. (Adimensional).

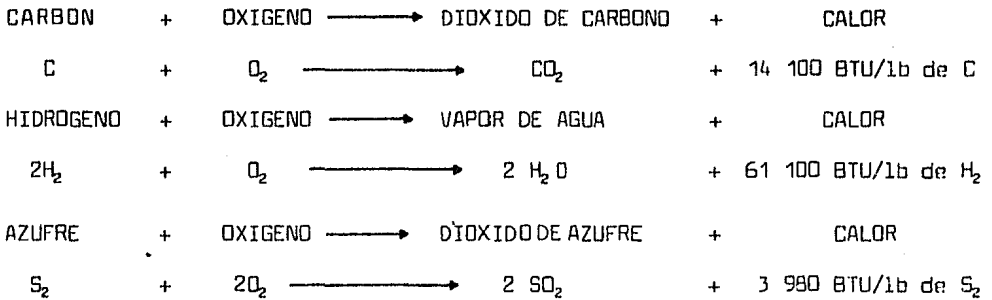
c) Combustión.- Combustión es la oxidación de un elemento o compuesto. La combustión se efectúa cuando el propósito de la reacción entre el oxígeno y otra substancia (combustible) es aprovechar el calor de reacción.

Dentro del punto de vista industrial se considera combustible a "todo material que al oxidarse produce calor y el aprovechamiento de ese calor resulta costeable".

Los requisitos para llevar a cabo la combustión son:

- a) Debe estar presente el elemento oxígeno mezclado con el gas combustible en proporción adecuada.
- b) Debe disponerse de una fuente de calor externa de intensidad y cantidad adecuada para poder iniciar la reacción de combustión.
- c) El combustible para poder arder debe encontrarse en forma de vapor.

En forma simplificada podemos decir que la combustión consiste de las siguientes tres reacciones:



El calor liberado en un proceso de combustión proviene de las nuevas moléculas que al formarse liberan su energía interna.

El suministro de oxígeno para la combustión generalmente procede del aire debido a que el aire contiene una gran cantidad de nitrógeno, 21% de oxígeno y 79% de nitrógeno en volúmen, los requerimientos volumétricos del aire son mayores que los requerimientos volumétricos de oxígeno puro. Considerando lo anterior, se dice que una combustión es completa cuando todo el carbono del combustible se convierte en dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) y todo el hidrógeno en agua (H<sub>2</sub>O). La combustión sería perfecta si se tuviera la suficiente cantidad de oxígeno para quemar todo el carbono y el hidrógeno sin que quedara oxígeno.

La combustión más adecuada es la que resulta completa con un exceso de aire del 15% al 20%. Esta cantidad de aire es suficiente para que todo el carbono se transforme en dióxido de carbono sin tener que gastar combustible en el calentamiento de una gran cantidad de exceso de aire.

Es necesario hacer notar que el combustible y el aire no solamente deben encontrarse en proporciones adecuadas sino que además completamente mezclados. La proporción aire/combustible es importante ya que si hay

aire en exceso, provoca que la flama sea clara y corta; si falta oxígeno, se presenta una combustión incompleta produciéndose una flama larga y humeante que provoca casos de ineficiencia en el Horno por pérdidas de combustible.

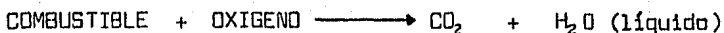
d) Tipos de combustible.- Los combustibles se pueden clasificar de acuerdo al estado físico en que se encuentran como:

- Combustible gaseoso: gas natural, gas de cracking, gas de residuo, hidrógeno y gas de desecho.
- Combustible líquido: Diesel, combustóleo y condensados de las líneas de desfogue de las refinerías.
- Combustible sólido: Carbón de hulla, coque y carbón orgánico.

Para saber que productos de combustión se obtienen, en que cantidad y cuanto calor producen, es necesario conocer la composición del combustible en porcentaje de carbón y porcentaje de Hidrógeno o relación C/H y contenido de azufre, sales e impurezas (no combustibles) para determinar como afectan a la liberación de calor y a la transferencia del mismo.

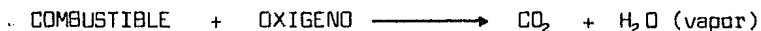
e) Poder calorífico del combustible.- Es la energía liberada por un combustible cuando éste es quemado totalmente y los productos de combustión son enfriados a la temperatura original del combustible (BTU/lb para combustibles sólidos y líquidos y para combustibles gaseosos BTU/pie<sup>3</sup>).

e.1) Poder calorífico superior (PCS).- El valor del poder calorífico superior asume que el vapor de agua, producto de la combustión, ha sido condensado a líquido. Esto es,



Lo cual no sucede en la realidad sino que el agua que se forma pasa a la fase vapor utilizando para ello parte del calor desprendido.

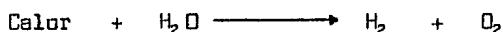
e.2) Poder calorífico inferior.- El poder calorífico inferior no asume condensación de vapor. Esto es:



Denominándose al calor neto obtenido poder calorífico inferior.

f) Temperatura de flama.- Es la producida por la reacción de un combustible con el aire liberándose calor, la temperatura de flama es mayor en cuanto las pérdidas a los alrededores sean menores.

A temperaturas de flama de aproximadamente 2,500°F, la mezcla quemada incluye generalmente gases ordinarios como: CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, SO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O y algunas veces oxígeno (procedente del exceso de aire). A altas temperaturas ocurre el fenómeno conocido como disociación que consiste en una reacción reversible de combustión; esto es, se produce combustible y oxígeno a partir de los gases de combustión, lo que provoca que se absorba algo del calor que fué liberado originalmente - por la combustión:



Entre mayor sea la temperatura, mayor es la tendencia a la disociación. Es por eso que a una temperatura de flama alta (T<sub>f</sub>) la cantidad de calor absorbido, por este proceso reversible aumentará. La temperatura de flama más elevada que se registra se encuentra alrededor de 3,400 a 3,800°F para la mayoría de los combustibles.

Esta temperatura es teórica porque no toma en cuenta las pérdidas a los alrededores. Por ésta razón las temperaturas reales son siempre

menores que las teóricas.

g) Temperatura de flama adiabática.- Es la temperatura teórica máxima que puede ser alcanzada por los productos de combustión de un combustible específico y el aire (oxígeno) asumiendo que durante la -- reacción de combustión no hay pérdidas de calor a los alrededores, que no existe disociación y que se trata de una combustión completa. La temperatura adiabática es una temperatura alta pero que no existe en realidad. La temperatura de flama real es más baja por las -- siguientes razones:

1) La combustión no es instantánea, perdiéndose algo de calor a los alrededores antes de efectuarse la combustión completa.

2) A temperaturas superiores a los  $3,000^{\circ}\text{F}$ , algo del  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$  producto de los gases de combustión se disocian absorbiendo calor -- durante el proceso. A  $3,500^{\circ}\text{F}$ , cerca del 10% del  $\text{CO}_2$  se disocia a  $\text{CO}$  y  $\text{O}_2$  con una absorción de calor de  $4,345 \text{ BTU/lb}$  de  $\text{CO}$  formado y cerca del 3% del agua se disocia a  $\text{H}_2$  y  $\text{O}_2$  absorbiendo --  $61,000 \text{ BTU/lb}$  de  $\text{H}_2$  formado.

h) Exceso de aire.- Como se mencionó anteriormente, para lograr una -- combustión completa es necesario ante todo mezclar el combustible -- con una cantidad suficiente de aire. Como es prácticamente imposible efectuar una mezcla total de los dos reactivos, hay que suministrar generalmente una cantidad de aire superior a la prevista en -- teoría.

i) Tiro.- A la presión negativa (vacío) existente en el horno se le da el nombre de tiro. El tiro es necesario para el buen funcionamiento

del horno porque en el caso de tiro natural, es el encargado de suministrar el aire necesario a los quemadores para la combustión, -- además de arrastrar los gases de combustión hacia el exterior.

El tiro puede ser natural y mecánico. El tiro mecánico puede ser:

- 1.1) Tiro forzado
- 1.2) Tiro inducido
- 1.3) Tiro balanceado

i.1) Tiro natural.- Se debe a la diferencia de densidades entre los gases calientes de la chimenea y el aire frío de la atmósfera circundante (Figura 8).

i.2) Tiro forzado.- Se presenta cuando el aire o los gases de combustión se mantienen a una presión superior a la atmosférica - siendo forzados a salir del equipo de transferencia (Figura 9).

i.3) Tiro inducido.- Se presenta cuando el aire o los gases de combustión fluyen bajo la influencia de una presión que disminuye en forma progresiva (Figura 10).

i.4) Tiro balanceado.- Se produce cuando en un punto del sistema el tiro es cero (Figura 11).

j) Las definiciones de conversión, selectividad y rendimiento del butadieno se dan a continuación:

$$\text{Conversión de butenos, \% mol} = \frac{\text{Moles de butenos convertidos}}{\text{Moles de butenos alimentados}} \times 100$$

$$\text{Selectividad del butadieno \% mol} = \frac{\text{Moles totales de butadieno}}{\text{Moles de butenos convertidos}} \times 100$$

$$\text{Rendimiento del butadieno \% mol} = \frac{\text{Conversión de butenos, \% mol} \times \text{Selectividad de butadieno, \% mol}}{100}$$



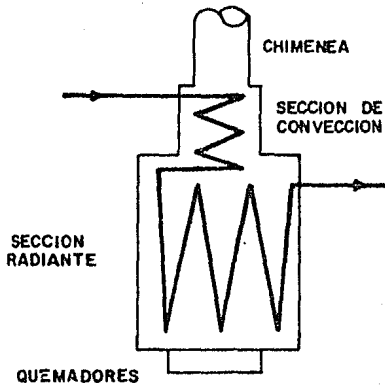


FIG. 8 TIRO NATURAL.

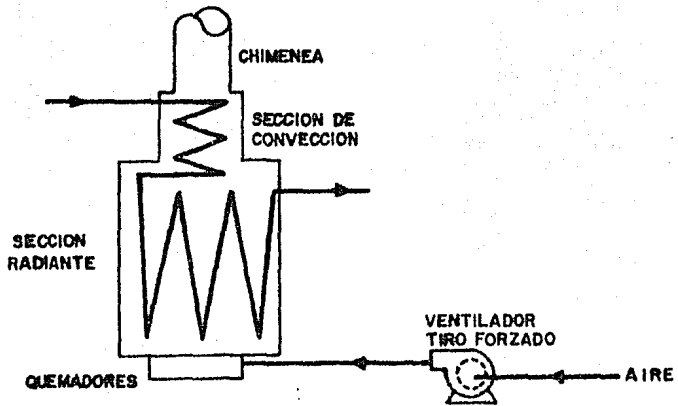


FIG. 9 TIRO FORZADO.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO		
ENEP ZARAGOZA	TESIS PROFESIONAL	1984
BLANCA I. VAZQUEZ MARTINEZ		

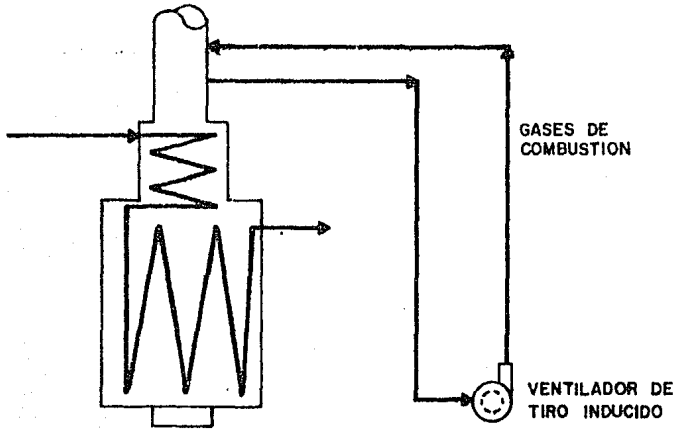


FIG. 10 TIRO INDUCIDO.

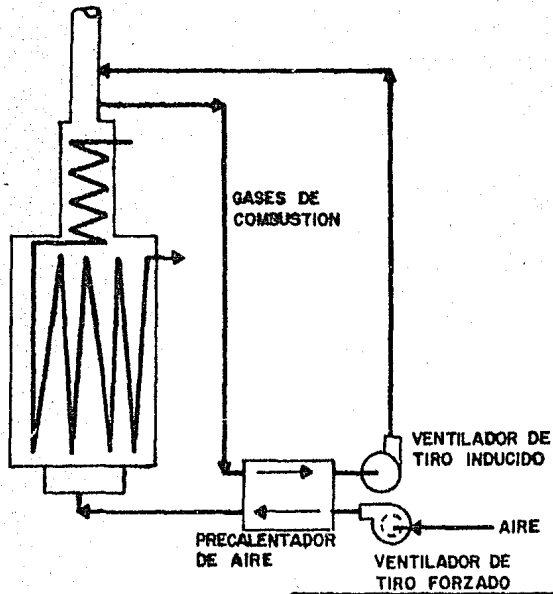


FIG. II TIRO BALANCEADO.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO		
ENEP	TESIS	1984
ZARAGOZA	PROFESIONAL	
BLANCA I. VAZQUEZ MARTINEZ		

## II.3 H O R N O S

Debido a que un Horno es un equipo complejo cuyo funcionamiento involucra diferentes fenómenos y equipos que son necesarios conocer para alcanzar el objetivo del presente trabajo, es conveniente dividir el horno en secciones de acuerdo al mecanismo de transferencia de calor que predomina.

### II.3.1 Concepto de Horno.

El horno es un equipo constituido por un recipiente metálico generalmente cubierto de refractario dentro del cual, el calor es liberado por la reacción del combustible con el aire siendo transferido directa o indirectamente a un sólido o masa de fluido. El propósito del calentamiento puede ser:

- a) Para efectuar algún cambio químico (Hornos de pirólisis, Hornos reformadores, etc.).
- b) Para efectuar un cambio físico (Rehervidores, Calentadores, etc.).

El calor liberado dentro del horno puede proceder de diferentes fuentes: Combustión, electricidad, energía solar o nuclear. El presente trabajo sólo contempla los hornos que utilizan como medio de calentamiento la combustión en fase líquida y/o gaseosa por ser los que se utilizan en la industria de refinación y petroquímica. Estos hornos poseen las siguientes características:

- I) Fácil operación y mantenimiento
- II) Alta eficiencia
- III) El combustible que se utiliza es de fácil obtención.

### II.3.2 Clasificación de Hornos.

Los tipos de hornos en que se basa el estudio de éste trabajo son llamados Calentadores Tubulares a Fuego Directo (CAFD) que, como su nombre lo indica, contienen una serie de tubos por donde circula el fluido de proceso utilizando como medio de calentamiento la combustión de hidrocarburos en fase líquida y/o gaseosa.

La clasificación de los hornos tubulares se basa en los puntos siguientes:

- a) Servicio
- b) Estructura
- c) Colocación de los tubos

Dicha clasificación se encuentra en la Tabla No. 2.

- a) Servicio

De acuerdo al servicio que prestan los hornos dentro del proceso se pueden clasificar en:

a.1) Hornos Calentadores.- Son utilizados exclusivamente para elevar la temperatura del fluido de proceso.

a.1.1) Hornos de alimentación a una columna fraccionadora.- Sirven como fuente de energía en diversas operaciones de un proceso y se emplean para elevar la temperatura del fluido lo suficiente para mejorar la vaporización parcial del fluido alimentado a la columna fraccionadora.

Ejemplos: Calentadores atmosféricos de crudo y calentadores al vacío de crudo.

a.1.2) Hornos de alimentación al reactor.- Su función es la de elevar la temperatura del fluido alimentado hasta alcanzar el nivel neces

CLASIFICACION DE HORNOS

a) Servicio

a.1 Hornos calentadores

- a.1.1 Hornos de alimentación a una columna fraccionadora.
- a.1.2 Hornos de alimentación al reactor.
- a.1.3 Hornos calentadores de fluidos que actúan como medio de calentamiento.
- a.1.4 Hornos calentadores de fluidos viscosos.

a.2 Hornos rehervidores de columna

a.3 Hornos reformadores

a.4 Hornos de pirólisis

b) Estructura

b.1 Hornos tipo caja u horizontal

b.2 Hornos tipo celda

b.3 Hornos circulares o cilíndricos

c) Colocación de los tubos

c.1 Tubos verticales en radiación

- c.1.1 Vertical cilíndrico con zona de radiación únicamente.
- c.1.2 Vertical cilíndrico con zona de convección de flujo cruzada.
- c.1.3 Tubos verticales de doble celda.

c.2 Tubos helicoidales en radiación. Vertical cilíndrico con serpentín helicoidal.

C.3 Tubos horizontales  
en radiación.

- c.3.1 Tipo caja de tubos horizontales
- c.3.2 Tipo caja de tubos horizontales de --  
doble celda
- c.3.3 Tipo caja de tubos horizontales con --  
pared divisoria
- c.3.4 Tipo caja de tubos horizontales con --  
flama longitudinal
- c.3.5 Tipo caja de tubos horizontales con --  
flama longitudinal y sección de convec-  
ción adyacente
- c.3.6 Tipo caja de tubos horizontales con do-  
ble flama

rio para controlar la reacción química que se efectúa en un reactor -- adyacente. De acuerdo a las características del fluido y los requerimientos de energía, se tiene la siguiente clasificación:

- a) Una fase/un componente.- Como en el caso del calentamiento de vapor para obtener vapor sobrecalentado.
- b) Una fase/multicomponentes.- Cuando se requiere calentar vapor - de una mezcla (Hidrocarburos).
- c) Dos fases/multicomponentes.- Cuando se encuentran dos fases de múltiples componentes.

Ejemplo: Calentador de carga al reformador catalítico con servicio de recalentamiento.

a.1.3) Hornos calentadores de fluidos que actúan como medio de calentamiento.

Estos hornos se utilizan en procesos donde se requiere un calentamiento controlado, debido a las características del fluido de proceso. Los fluidos que sirven como medio de calentamiento son aceites - - - (Dowtherm ó Therminol).

Ejemplo: Calentadores de aceite térmico en circuito cerrado.

a.1.4) Hornos calentadores de fluidos viscosos.- Son utilizados - cuando se requiere enviar un fluido de una localidad a otra para su -- tratamiento ya que su alta viscosidad hace que el bombeo cuando se ca-lienta después sea una operación difícil y de alto costo.

Ejemplo: Calentadores de la planta tratadora de hidrocarburos.

a.2) Hornos rehervidores de columna.- El fluido de proceso es una recirculación en estado líquido de la columna de destilación, que es - parcialmente vaporizada en el horno y enviada nuevamente a la columna.

Ejemplo: Rehervidores (En general).

a.3) Hornos reformadores.- Donde los tubos de la cámara de radiación funcionan individualmente como un reactor nuclear. Su función es de suministrar el calor necesario para llevar a cabo la reacción.

a.4) Hornos pirólisis.- Son los equipos donde se efectúan un - - crackeo térmico dentro de los tubos siendo utilizados para obtener olefinas de cargas gaseosas como etano y propano.

b) Estructura.

Los hornos de proceso se clasifican estructuralmente en tres grupos que son:

b.1) Hornos de tipo caja u horizontal. Figura 12

b.2) Hornos de tipo celda. Figura 13 y Figura 14

b.3) Hornos circulares o cilíndricos. Figura 15

c) Colocación de los tubos.

Esta clasificación de hornos se basa en la orientación del serpenteo de calentamiento de la sección radiante, de acuerdo a la Tabla No.3.



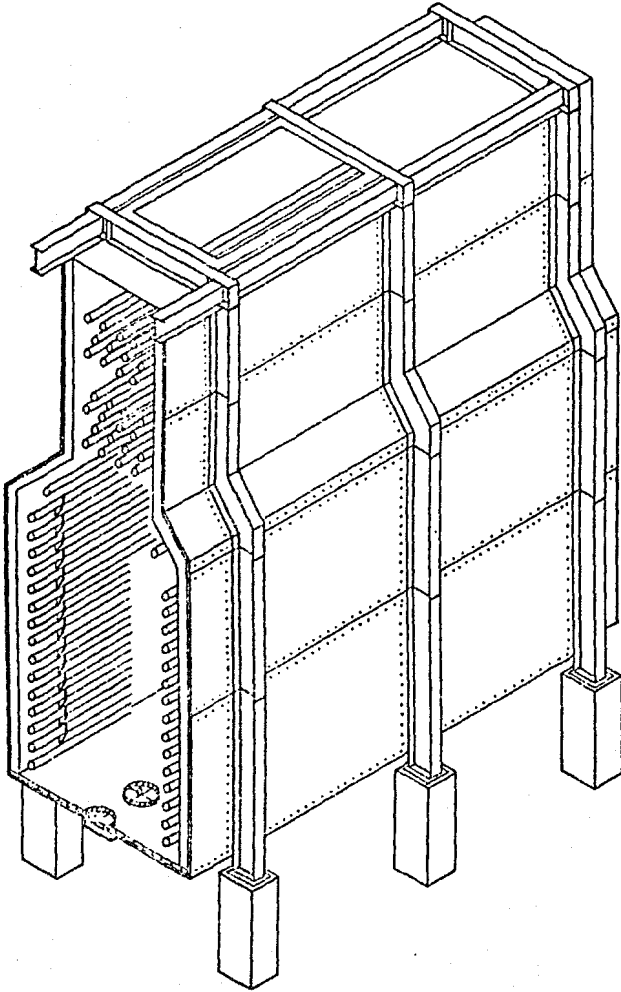


FIG. 12 HORNO TIPO CAJA CON TUBOS HORIZONTALES.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO		
EN E P	TESIS	1984
ZARAGOZA	PROFESIONAL	
BLANCA I. VAZQUEZ MARTINEZ		

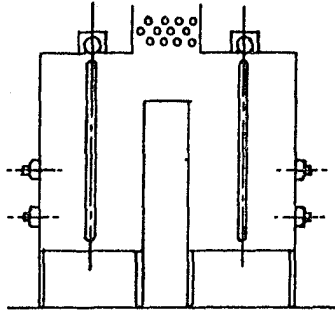


FIG. 13 HORNO TIPO CELDA CON TUBOS VERTICALES.

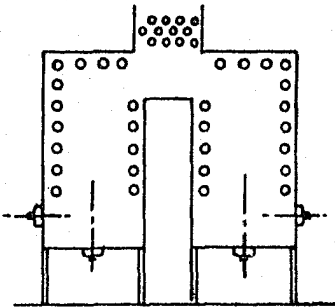


FIG. 14 HORNO TIPO CELDA CON TUBOS HORIZONTALES.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO		
ENEP	TESIS	1984
ZARAGOZA	PROFESIONAL	
BLANCA I. VAZQUEZ MARTINEZ		

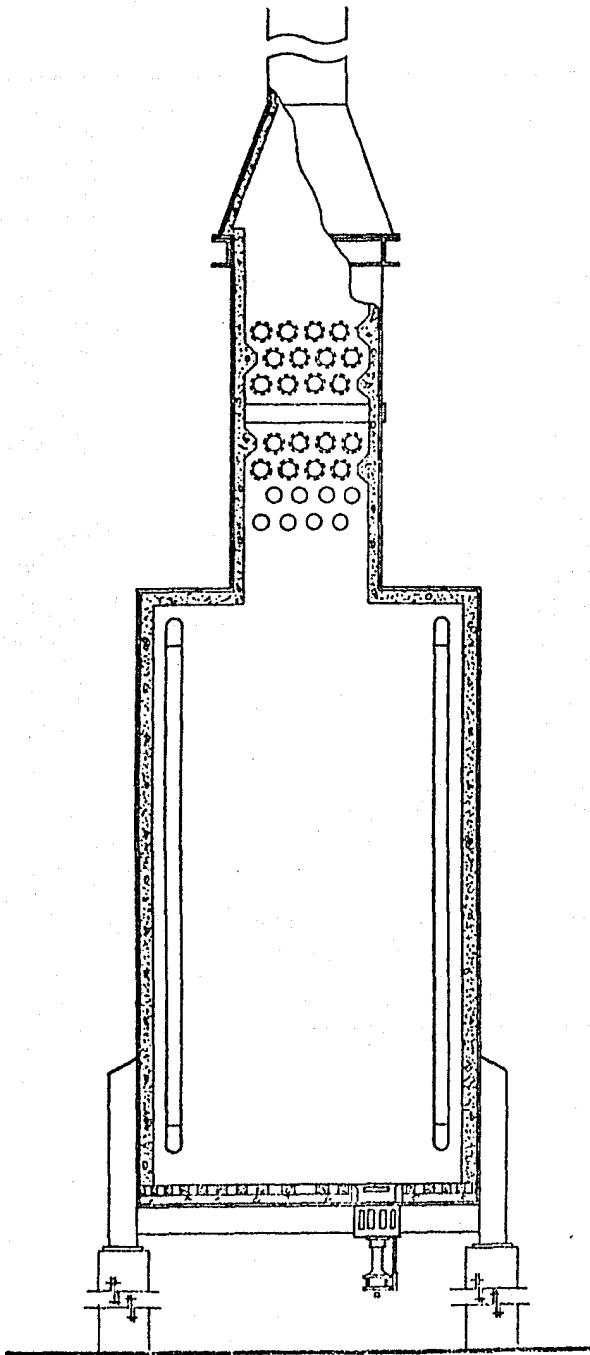


FIG. 15 HORNO CIRCULAR  
O CILINDRICO.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO		
ENEP ZARAGOZA	TESIS PROFESIONAL	1984
BLANCA I. VAZQUEZ MARTINEZ		

T I P O	POSICION DE LOS TUBOS EN LA ZONA DE RADIACION	POSICION DE LOS TUBOS EN CONVECCION
Cilindrico	Vertical o Helicoidal	Horizontal
Caja u Horizontal	Horizontal	Horizontal

TABLA 3. POSICION DE LOS TUBOS DENTRO DEL HORNO.

Teniendo dentro de éstos dos grupos la siguiente clasificación:

c.1) Tubos verticales en radiación.

c.1.1) Vertical cilíndrico con zona de radiación únicamente.

En este tipo de hornos el serpentín de tubos es colocado verticalmente a lo largo de las paredes de la cámara de combustión. El tipo de flama que se utiliza es vertical colocándose los quemadores en el piso del horno. Estos hornos son de bajo costo pero de baja eficiencia, requiriendo un mínimo de área. Su capacidad varía de 0.5 a 20 MMBTU/h\* - (Figura 16).

c.1.2) Vertical cilíndrico con zona de convección de flujo cruzado.

Estos hornos poseen zona radiante y de convección. En la zona radiante los tubos se encuentran colocados verticalmente y en la zona de convección la colocación de los tubos es horizontal. Su configuración es económica, de alta eficiencia y requiere un mínimo de área. Su rango de operación es de 10 a 200 MMBTU/h (Figura 17).

c.1.3) Tubos verticales de doble celda.

Los tubos de la zona de radiación son dispuestos en una sola hilera en donde las flamas de los quemadores se encuentran a ambos lados de las hileras de tubos lo que provoca una distribución uniforme de calor. Los rangos de aplicación para cada celda son de 20 a 125 MMBTU/h (Figura 18).

c.2 Tubos helicoidales en radiación.

Vertical cilíndrico con serpentín helicoidal.- El serpentín de radiación se coloca helicoidalmente a lo largo de las paredes de la cámara de radiación, en el que la flama es vertical y con origen en el piso

\*MMBTU.-Millones de BTU

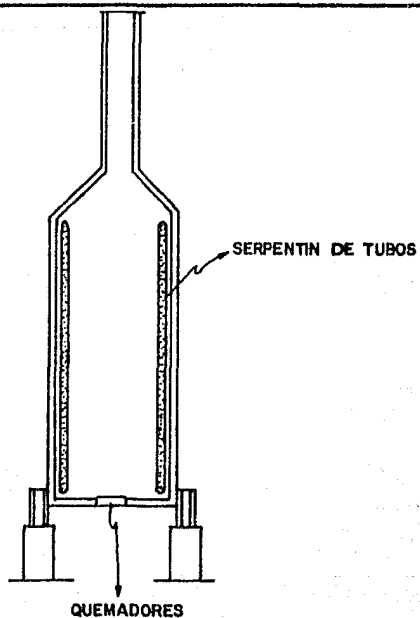


FIG. 16 HORNO VERTICAL CILINDRICO CON ZONA DE RADIACION UNICAMENTE.

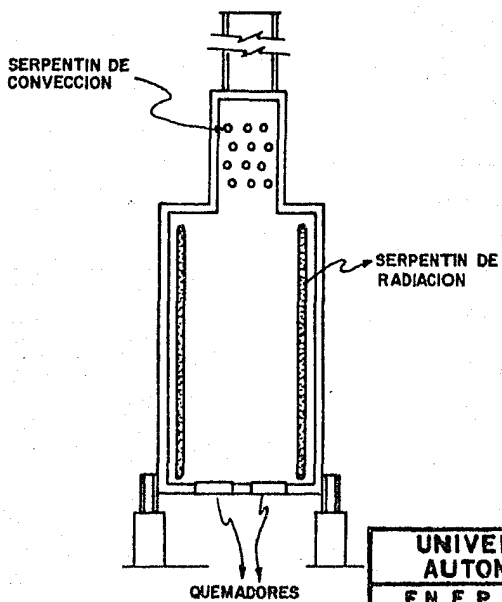


FIG. 17 HORNO VERTICAL CILINDRICO CON CONVECCION DE FLUJO CRUZADO.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO		
ENEP ZARAGOZA	TESIS PROFESIONAL	1984
BLANCA I. VAZQUEZ MARTINEZ		

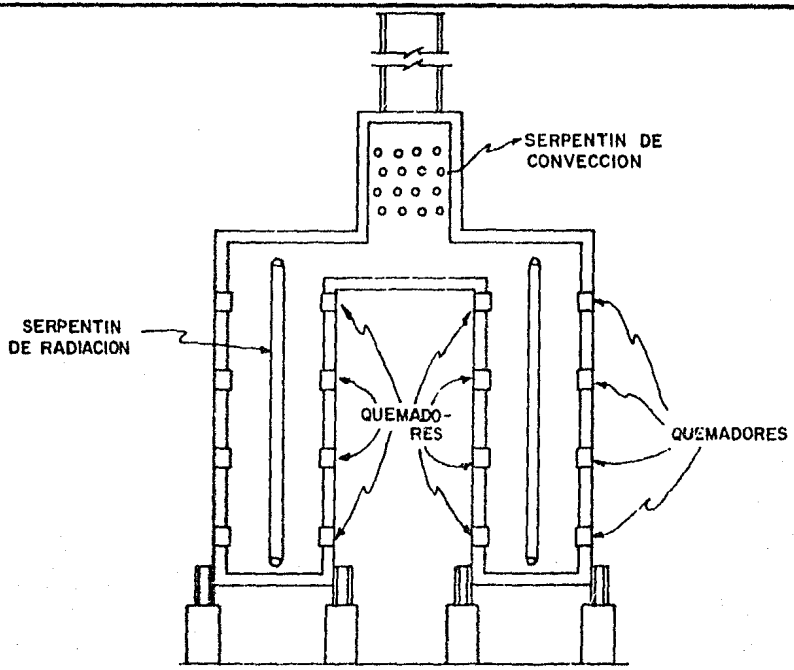


FIG. 18 HORNO DE TUBOS VERTICALES DE DOBLE CELDA.

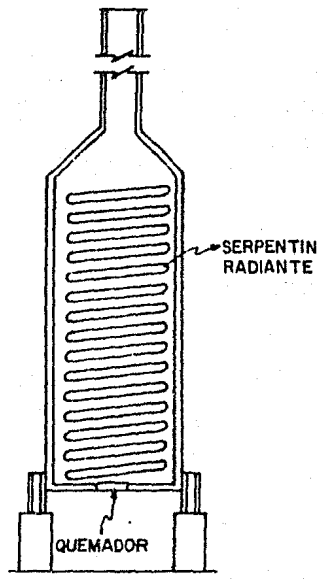


FIG. 19 HORNO DE TIPO VERTICAL CILINDRICO CON SERPENTIN HELICOIDAL.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO		
ENEP	TESIS	1984
ZARAGOZA	PROFESIONAL	
BLANCA I. VAZQUEZ MARTINEZ		

del horno. Este diseño representa bajo costo y también baja eficiencia con un mínimo de área. Su rango de aplicación es de 0.5 a 20 MMBTU/h - (Figura 19).

c.3) Tubos horizontales en radiación.

c.3.1) Tipo caja de tubos horizontales.

El serpentín de tubos de la sección radiante de estos hornos se -- coloca horizontalmente a los lados de las paredes de la cámara de radiación y de las aristas del techo. El serpentín del tubo de la sección de convección es colocado en forma de banco de tubos horizontales. Este arreglo es económico y de alta eficiencia. Su rango de aplicación varía de 10 a 100 MMBTU/h (Figura 20).

c.3.2) Tipo de caja de tubos horizontales de doble celda.

El serpentín de tubos es colocado horizontalmente a lo largo de -- las paredes y techo de las celdas de la cámara de radiación. Este diseño es económico y de alta eficiencia siendo sus rangos de aplicación de 100 a 250 MMBTU/h (Figura 21).

c.3.3) Tipo caja de tubos horizontales con pared divisoria.

Son similares a los del punto c.3.1, sólo que en el centro de la -- cámara de radiación se tiene una pared divisoria que permite un control individual en cada sección del horno. Su rango de operación es de 20 a 100 MMBTU/h (Figura 22).

c.3.4) Tipo caja de tubos horizontales con flama longitudinal.

El serpentín de tubos de la sección radiante se coloca en forma -- horizontal a lo largo de las paredes de la cámara de radiación. El serpentín de tubos de la sección de convección se coloca como un banco horizontal. Su rango de operación es de 5 a 50 MMBTU/h (Figura 23).



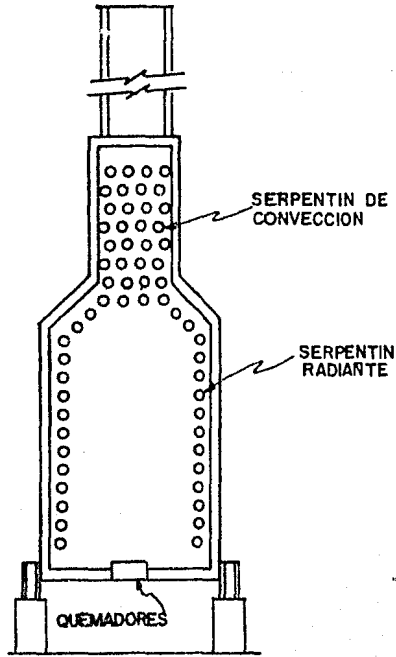


FIG. 20 HORNO TIPO CAJA DE TUBOS HORIZONTALES.

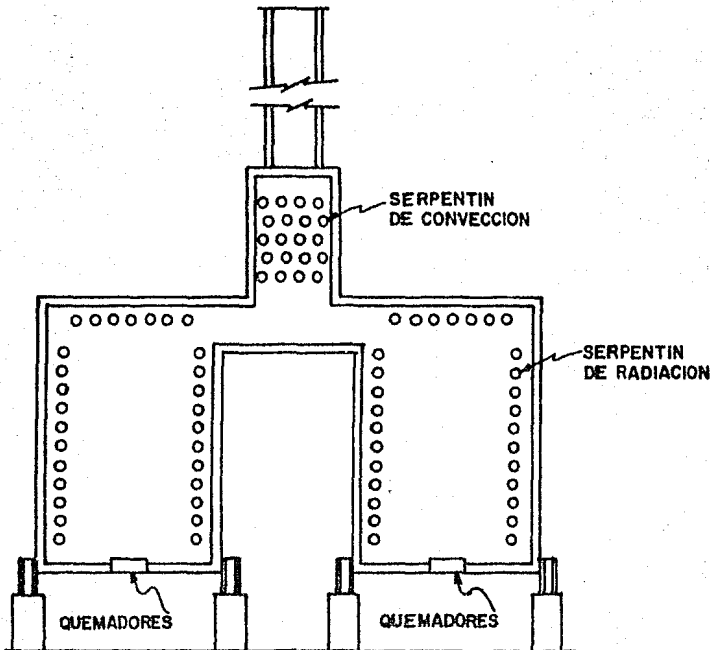


FIG. 21 HORNO TIPO CAJA DE TUBOS HORIZONTALES DE DOBLE CELDA

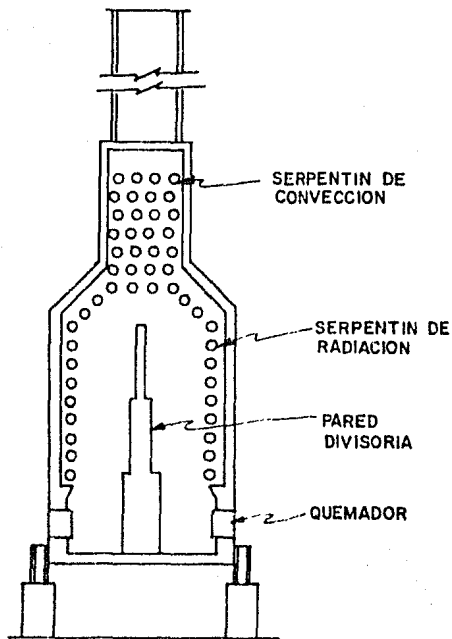


FIG. 22 HORNO TIPO CAJA DE TUBOS HORIZONTALES CON PARED DIVISORIA.

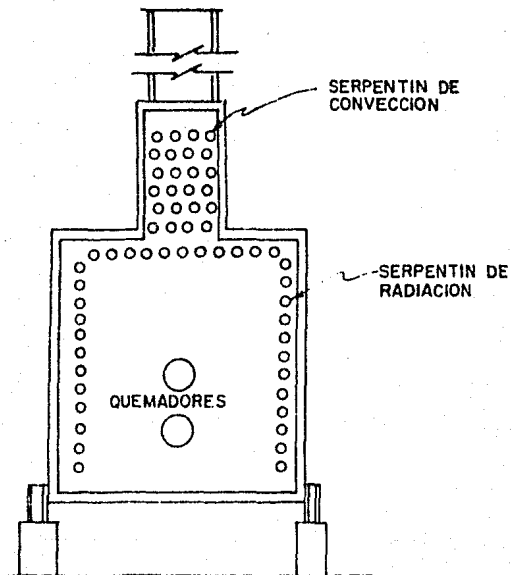


FIG. 23 HORNO TIPO CAJA DE TUBOS HORIZONTALES CON FLAMA LONGITUDINAL.

c.3.5) Tipo caja de tubos horizontales con flama longitudinal y -- sección de convección adyacente.

En éstos equipos el serpentín de tubos de la sección radiante se - coloca en posición horizontal a lo largo de las paredes. El serpentín de la sección de convección se coloca como un banco horizontal de tubos adyacente a la cámara de radiación. Su rango de operación es de 50 a - 200 MMBTU/h (Figura 24).

c.3.6) Tipo caja de tubos horizontales con doble flama.

Los tubos horizontales de la sección de radiación se colocan en -- una sola hilera, exponiéndose directamente a la flama por los dos lados con lo que se logra una distribución uniforme de calor. Su rango de -- aplicación es de 20 a 50 MMBTU/h (Figura 25).

### II.3.3 Componentes de un Horno por secciones.

Para facilitar su ubicación, a continuación se describen los compo<sub>u</sub> nentes de un Horno por secciones de acuerdo a la Tabla No. 4 (Figura 26).

#### II.3.3.1 Sección de radiación.

También llamada hogar o cámara de combustión. Es aquella sección del horno en la cual el calor transferido a los tubos es principalmente por radiación. Dicha energía radiante proviene de la flama que arde en el quemador. Tanto los quemadores como los tubos radiantes se localizan en ésta sección.

a.1.1) Quemadores.- Los quemadores son usados para mezclar aire y combustible en la proporción adecuada y producir una buena combus-

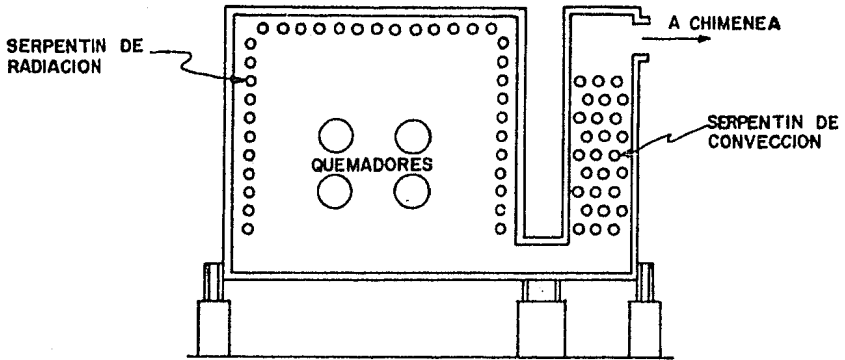


FIG. 24 HORNO TIPO CAJA DE TUBOS HORIZONTALES CON FLAMA LONGITUDINAL Y SECCION DE CONVECCION ADYACENTE.

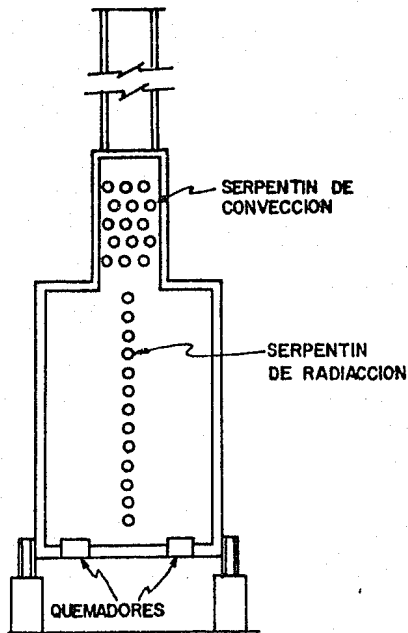


FIG. 25 HORNO TIPO CAJA DE TUBOS HORIZONTALES CON DOBLE FLAMA.

COMPONENTES  
DE  
UN HORNO

a.1 Zona o Sección  
de radiación

a.1.1 Quemadores

A Quemadores de gas

B Quemadores de combustóleo

C Quemadores de combinación  
gas-combustóleo

a.1.2 Plenum

a.1.3 Serpentin de tubos

a.1.4 Soporte de tubos y guías

a.1.5 Refractorio

a.2 Zona o Sección de  
tubos escudo

a.3.1 Cabezales

A Oreja de mula

B Seguro de cuerda o sello  
roscado

C Tipo tapón

a.3 Zona o Sección  
de convección

a.3.2 Sopladores de hallín

a.3.3 Regulador de tira  
(Damper).

a.4 Chimenea

a.5 Equipos de recuperación de calor

TABLA No. 4 COMPONENTES DE UN HORNO POR SECCIONES

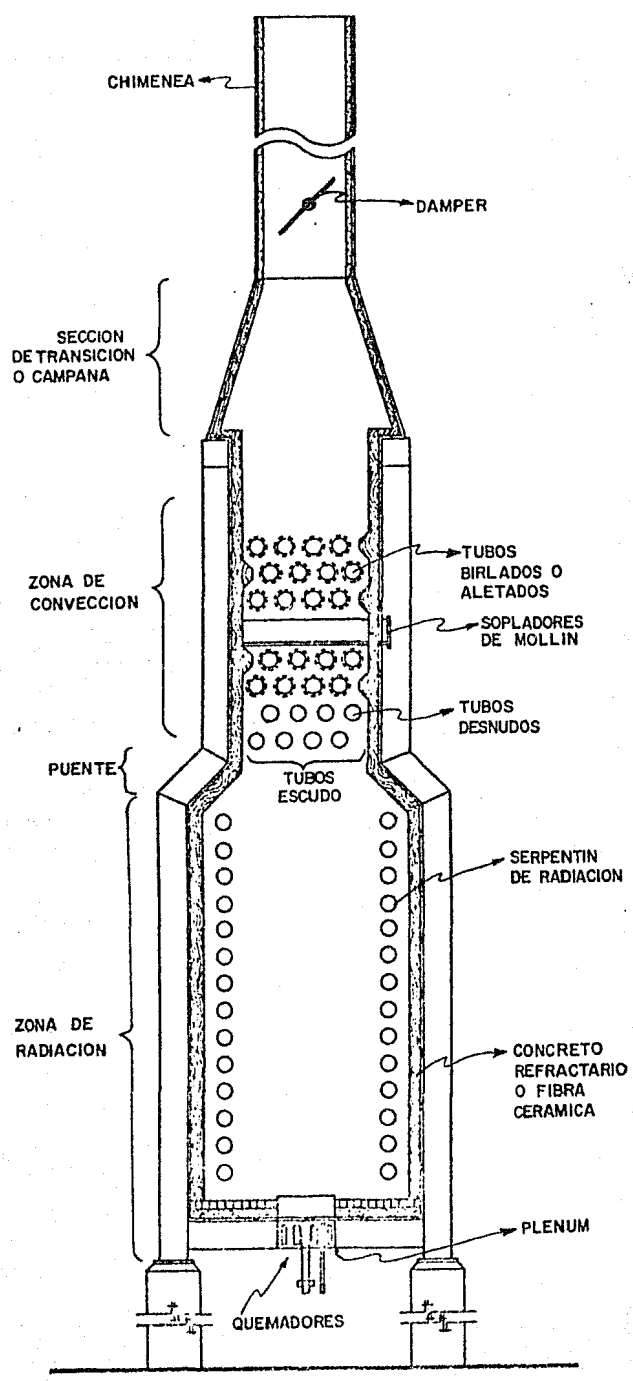


FIG. 26 COMPONENTES DE UN HORNO POR SECCIONES.

tión. Actualmente, los quemadores de los hornos de proceso no solo deben liberar calor sino que deben ser flexibles en su funcionamiento de acuerdo a los siguientes requerimientos:

- Trabajar con un amplio rango de combustible (disponible)
- Trabajar de acuerdo a los requerimientos de modelos de flama de proceso.
- Trabajar para diferentes corrientes de aire para combustión
- Resistir altas temperaturas y regulaciones de acuerdo al medio circundante.

Los quemadores se pueden clasificar de acuerdo al tipo de combustible que manejan en:

- a) Quemadores de gas.
- b) Quemadores de combustóleo
- c) Quemadores de combinación gas-combustóleo

a) Quemadores de gas.- En general, los quemadores de gas utilizan corrientes de gas a altas velocidades y son regulados por medio de un orificio para librar parte del aire requerido dentro de los quemadores en forma independiente del tipo del horno.

Ventajas de los quemadores de gas:

- 1) Menor dependencia del tiro que cualquier otro tipo de quemadores.
- 2) De acuerdo al aire de combustión, los quemadores se autorregulan con los cambios de presión del gas. Esto reduce los requerimientos de ajuste de aire manual.
- 3) Debido a su estructura no existen problemas de obstrucción de gases combustibles sucios.

Desventajas de los quemadores de gas:

1) Para combustibles con apreciable contenido de hidrógeno, los quemadores tienden a producir un retroceso de la flama.

2) Cuando el calentamiento del combustible varía en forma considerable, la operación de combustión se ve afectada gravemente.

3) Elementos inertes (15% o más) pueden causar inestabilidad en la flama.

b) Quemadores de combustóleo.- En los quemadores de combustóleo se vaporiza o atomiza el combustible para después mezclarse íntimamente con el aire suministrado para la combustión, lo que permite una buena combustión con un exceso de aire mínimo.

c) Quemadores de combinación gas-combustóleo.- Como su nombre lo indica, es una combinación y manejo de dos combustibles a la vez con las consiguientes desventajas de mayor flexibilidad y rango de aplicación.

Debido a que los quemadores no son dispositivos independientes sino siempre dependientes del tipo de horno en los que se instalen, su selección dependerá de las necesidades del proceso, tipo de horno, combustible disponible, etc.

La mayor eficiencia de un quemador depende de que el combustible se queme con las siguientes características:

- Mínimo exceso de aire
- Proporcione un modelo de flama bien definido y limpio
- Se obtenga la menor emisión de monóxido de carbono o de hidrocarburos no quemados.

De acuerdo al tipo de horno, la colocación de los quemadores más usual se presenta en la Tabla No. 5.



TIPO DE HORNO

COLOCACION DEL QUEMADOR

Cilíndrico vertical

Quemadores de piso.

Caja horizontal

Quemadores de piso, a los  
extremos o a los lados.

TABLA NO. 5 COLOCACION DE LOS QUEMADORES DENTRO DEL HORNO.

a.1.2) Plenum.- El plenum es una caja que vá colocada debajo -- del piso del horno cubriendo los quemadores con el fin de contra- restar el ruido que origina al efectuarse la combustión. Se puede utilizar un plenum para cada quemador o un plenum común.

a.1.3) Serpentin de tubos.- Es el conjunto de tubos conectados en serie ya sea por retornos (codos) o por cabezales. Por las altas temperaturas que soportan los tubos en la sección de radiación y - en la sección escudo los tubos deberán ser lisos, ya que la superfi- cie extendida no resistiría las altas temperaturas. La superfi- cie extendida es utilizada para aumentar la velocidad de transfe- rencia de calor por metro lineal de tubo y se localizan en la sec- ción de convección. Los tubos de superficie extendida pueden ser birlados o aletados. Los primeros son utilizados cuando el combus- tible desprende muchas cenizas.

Existen tres tipos de superficie extendida: aletas segmentadas, -- aletas continuas y birlos.

a) Aletas segmentadas.- Es una aleta con perfil en forma de "Y" dentada que se solda helicoidalmente al tubo liso.

b) Aletas continuas.- Son más fuertes mecánicamente que las aletas seg- mentadas aunque suministran una menor transferencia de calor para la -- misma configuración de aleta y flujo de gases de combustión. Las aletas son soldadas helicoidalmente alrededor del tubo desnudo.

c) Birlos.- Cuerpos cilíndricos sólidos que van soldados a la periferia del tubo desnudo. La tubería birlada es más costosa que la tubería - - aleteada.

a.1.4) Soporte de tubos y guías.- Son utilizados con el fin de man tener el serpentín de tubos fijo durante la operación del horno -- empleándose para ello soportes en forma de ganchos y espejos de -- tubos que son conectados a la estructura del horno. Dichos sopor- tes deben poder ser removidos sin quitar el tubo y con un mínimo - de desplazamiento de refractario.

En la sección de convección se usan tanto soportes intermedios - - como espejos de tubos similares a los empleados en cambiadores de calor.

a.1.5) Refractario.- Material aislante con el cual se cubre inter- namente la cubierta metálica del horno para evitar el sobrecalenta miento de la estructura metálica de acero y mantener una temperatur a constante. Además se evita la corrosión en la cubierta metáli- ca cuando se quema un combustible que contenga azufre.

#### II.3.3.2 Sección de tubos escudo.

También llamada sección de choque, contiene a los tubos (por lo -- general las dos primeras hileras de tubos en convección) que protegen - de la radiación directa a la sección de convección.

#### II.3.3.3 Sección de convección.

Esta sección del horno contiene un banco de tubos que recibe la -- mayor parte del calor transferido por convección. Puede compararse su funcionamiento con un cambiador de calor gas-líquido donde el gas se -- encuentra del lado de la coraza.

a.3.1) Cabezales.- Accesorios que conectan dos o más tubos. Los tipos de cabezales comerciales son:

a) Oreja de mula.- Es la más usada y de menor costo, no es recomendable a altas temperaturas debido a las expansiones térmicas.

b) Seguro de cuerda o sello roscado.- Resiste temperaturas mayores que la anterior.

c) Tipo de Tapón.- Resiste aún mayores temperaturas que la anterior proporcionando menor caída de presión en el fluido de proceso, aunque con dificultades de mantenimiento.

a.3.2) Sopladores de hollín.- Dispositivos utilizados para la limpieza de los tubos de la sección de convección que se utilizan con mayor frecuencia cuando el combustible quemado contiene partículas sólidas, azufre o produce grandes cantidades de hollín. De acuerdo a su forma y uso pueden ser:

I) Retráctiles

II) Fijas

I) Retráctiles.- Son aquellos que por medio de un mecanismo son introducidos o retirados. Se componen de un tubo con varios orificios por donde circula vapor de media presión para la limpieza de los tubos.

II) Fijas.- Similares a los anteriores, solo que no pueden ser retirados.

a.3.3) Regulador de tipo (Damper).- Se localiza dentro del ducto de la chimenea y se utiliza para el control de tiro en el horno.-

Los reguladores de tiro son generalmente platos planos (o un sistema de platos) que rotan en un eje fijado en una caja colocada en la pared de acero similar a la válvula de mariposa.

a.4) Chimenea.- Ducto de acero cilíndrico dentro del cual se transportan los gases de combustión a la atmósfera suministrando además el tiro necesario.

#### II.3.4 Equipos de recuperación de calor.

De acuerdo a estudios realizados en refinerías, el combustible derivado del petróleo suministra el 90% ( 23 ) de la energía como se muestra en la Figura 1. Debido al alto costo de los combustibles y a la necesidad actual de grandes cantidades de energía, se han estudiado diversas medidas para recuperar y conservar la energía calorífica (Figura 27).

Las medidas de conservación de energía calorífica en las plantas de proceso se realizan para eliminar o disminuir las pérdidas (Figura 28), ( 23 ) permitiendo la optimización de su operación.

Duckman y Fleming consideran como medios de conservación de energía en equipos sujetos a combustión los siguientes:

- a) Suministro de precalentamiento
- b) Mejora del sistema de control, incluyendo analizador de combustión
- c) Uso de sopladores de hollín e inhibidores de ensuciamiento
- d) Uso de tubos de superficie extendida
- e) Suministro de tubos de convección para calentar el combustible
- f) Mejoras en los quemadores y en el aislante

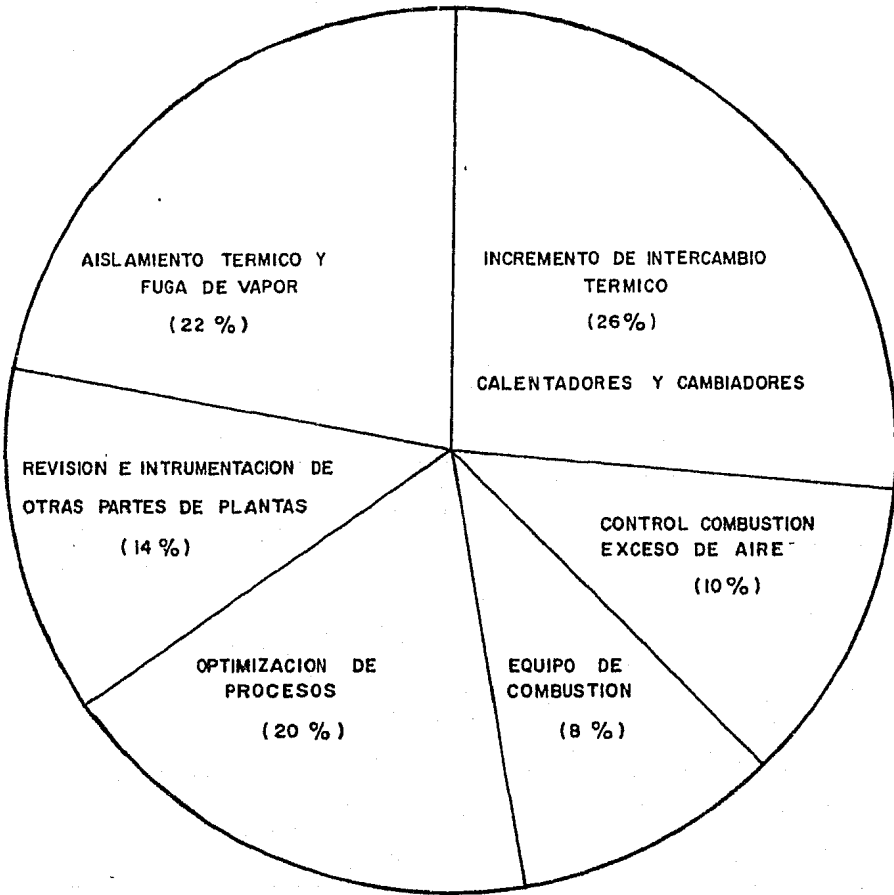


FIG. 27 AREAS DE CONSERVACION DE ENERGIA.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO		
ENEP ZARAGOZA	TESIS PROFESIONAL	1984
BLANCA I. VAZQUEZ MARTINEZ		

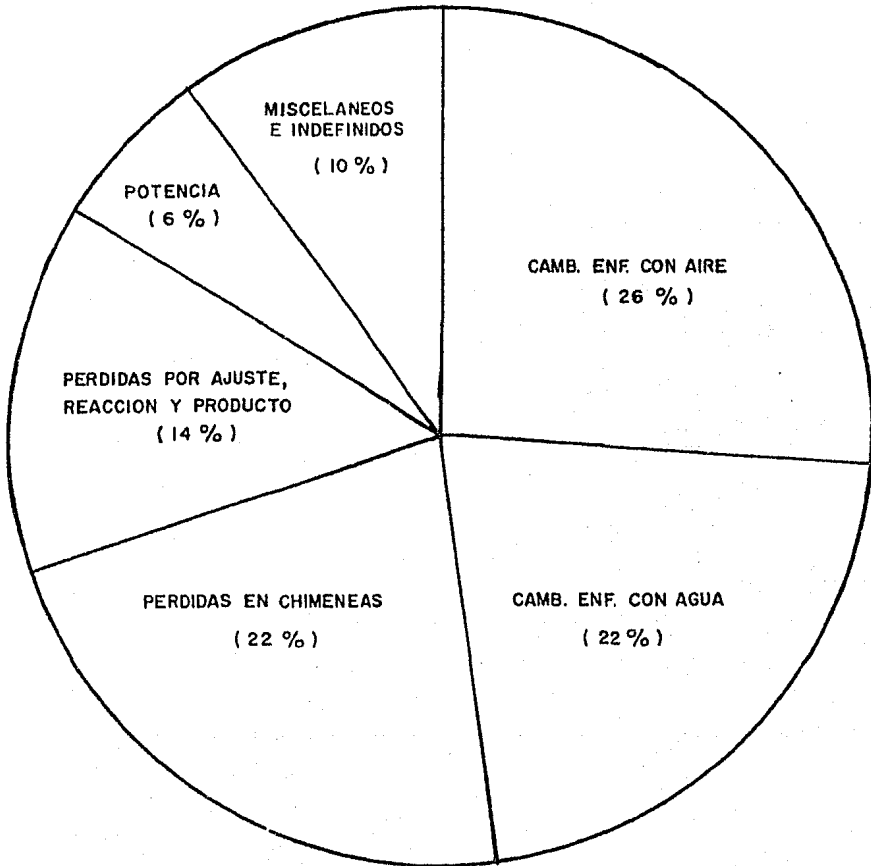


FIG. 28 PERDIDA DE COMBUSTIBLE EN REFINERIAS.

<b>UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO</b>		
<b>ENE P ZARAGOZA</b>	<b>TESIS PROFESIONAL</b>	<b>1984</b>
<b>BLANCA I. VAZQUEZ MARTINEZ</b>		

Debido a los problemas de condensación de los gases de combustión no es recomendable utilizar equipos de recuperación de calor si la temperatura de los gases de combustión es inferior a los 400<sup>o</sup>F a la salida de la chimenea. En caso contrario, se proponen los siguientes medios de recuperación de calor:

- 1) Agregar una superficie de convección
- 2) El uso de tubos de superficie extendida
- 3) Suministro de un precalentador de aire

Precalentador de aire.- Es el equipo usado frecuentemente en calentadores de combustión para proceso con el fin de precalentar el aire para la combustión utilizando para ello el gas caliente que sale por la chimenea. Aumenta la eficiencia de consumo de combustible de 75 a 90%.

Tipos de precalentadores.

La clasificación de precalentadores de aire por su principio de operación es:

- A) Precalentadores recuperativos
  - a) Precalentador de aire tipo tubular
  - b) Precalentador de aire tipo celdas
- B) Precalentador regenerativo
  - a) Precalentador de aire tipo rotatorio
  - b) Precalentador de aire a base de tiro térmico
  - c) Precalentador de aire a base de líquido térmico

Los tipos usuales de precalentadores de aire son:

- Regenerativo
- Tubular



Regenerativo.- En este precalentador se tiene una superficie de contacto la cual gira pasando alternativamente a través de las corrientes de - aire y gases de combustión.

Tubular.- Los gases de combustión circular por el interior de los tubos y el aire por el extremo de los mismos, en contra flujos verticales.

Ventajas en el uso de precalentador.

- 1.- Se logra un aumento de la eficiencia de consumo de combustible de - aproximadamente 15%
- 2.- Con un precalentador no es necesario operar con razones bajas de -- exceso de aire pero, aún operando en ésta forma, no existe riesgo - de falla en quemadores.
- 3.- Operación más limpia que reduce las necesidades de sopladores de -- hollín.
- 4.- Versatilidad en el combustible utilizado, ya sea líquido o gaseoso con pequeños ajustes o modificaciones.

Desventajas.

- 1.- Costo significativo de instalaciones. Además del propio precalenta dor se requiere aire presurizado.
- 2.- En el caso de alto contenido de azufre o metales en el combustible, existe el peligro de corrosión.

### III. SELECCION DEL PROCESO DE PRODUCCION DE BUTADIENO Y PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.

De acuerdo a los métodos de producción de butadieno descritos en la sección II.1.3 a continuación se proporcionan las razones para la selección del método de oxodeshidrogenación de butenos. Además se presenta la descripción del proceso y planos requeridos para el estudio del arreglo del horno.

#### III.1 Selección del proceso.

Para la producción del butadieno se ha seleccionado el proceso de oxodeshidrogenación de butenos por tener las siguientes características:

- Menor consumo de combustible y vapor
- Alta conversión
- Gran selectividad de buteno a butadieno
- Larga vida del catalizador sin requerir frecuentes operaciones de regeneración

El proceso de oxodeshidrogenación de butenos se ha utilizado comercialmente desde 1965. Actualmente, el 75% del butadieno producido se obtiene por éste método. ( 10 )

Al comparar el método de oxodeshidrogenación de butenos con el método convencional de deshidrogenación de butenos a butadieno se observan las siguientes ventajas; en tanto que la deshidrogenación convencional de butenos es una reacción endotérmica (+51 000 BTU/ lb mol), siendo favorable al proceso las altas temperaturas (1 200 a 1 300°F), utilizándose para ello una gran cantidad de vapor sobrecalentado. En la oxodeshidrogenación de butenos a butadieno, solo se requiere una --

pequeña cantidad de vapor en el inicio de la reacción para proteger el catalizador y evitar reacciones secundarias que disminuirían el rendimiento, además de controlar la temperatura de reacción ya que la oxidación de butenos a butadieno es una reacción exotérmica - - (-52 000 BTU/lb mol). En éste proceso el oxígeno es una variable importante, dado que el rendimiento del butadieno está directamente relacionado con la cantidad de oxígeno utilizado. A cierto nivel de oxígeno (55% de los butenos alimentados), se logra una mayor selectividad acompañada de un aumento en el rendimiento por paso y se puede lograr un ahorro de energía con un catalizador más selectivo como se observa en la Tabla No. 6.

### III. 2 Planteamiento del problema.

Debido a las necesidades del proceso se requiere el calentamiento de tres fluidos diferentes (vapor de agua, aire y butadieno) a diferentes temperaturas. Es necesario por lo tanto, realizar el estudio del equipo o equipos requeridos para satisfacer dichas condiciones energéticas ya que de éstas dependerá la funcionalidad y costo de operación de la planta.

Por otra parte, el reactor requiere de regeneración del catalizador (aproximadamente cada seis meses) por medio de una mezcla de aire y gases inertes a temperaturas elevadas.

Debido a lo anterior, se requiere determinar si es necesario el uso de uno o más hornos y si es conveniente utilizar uno o más servicios en el horno así como su colocación y arreglo dentro del mismo.

SELECTIVIDAD	RENDIMIENTO	COMBUSTIBLE CONSUMIDO MMBTU/DE BUTADIENO	VAPOR CONSUMIDO M lb/MT DE BUTADIENO
95.6	64.0	5.02	6.98
93.4	55.5	5.09	9.17
91.5	48.6	7.08	11.68

TABLA NO. 6 CONSUMO DE ENERGIA DE ACUERDO A LA SELECTIVIDAD DEL CATALIZADOR

( 10 )\*

\* Los números entre paréntesis corresponden a la bibliografía.

- Bases de Diseño.

Las bases de diseño para la planta de producción de butadieno son las siguientes:

1) Generalidades

1.a) Función de la planta.- Producción de butadieno a partir de la deshidrogenación de butenos.

1.b) Tipo de proceso.- La producción de butadieno se realizará por una deshidrogenación oxidativa catalítica de butenos.

2) Capacidad

2.a) La capacidad de diseño será de 74 309 ton. M. de butadieno al año.

2.b) La capacidad normal será de 74 000 ton. M. de butadieno al año.

2.c) La capacidad mínima de la planta será de 60% de la capacidad de diseño.

3) Factor de servicio

Se considera un factor de servicio del 90%

4) Flexibilidad

La planta no operará bajo las condiciones anormales siguientes:

a) Falla de electricidad

b) Falla de vapor

c) Falla de aire

d) Falla de agua de enfriamiento

Existiendo provisiones para el paro necesario de la planta.

No se prevén aumentos futuros de capacidad.

5) Flujo y especificaciones de la alimentación de proceso.

COMPOSICION	LB-MOL/H	% MOL
Propileno	.031	.005
Propano	.055	.008
Propadieno	.038	.006
I-Buteno	5.611	.835
1-Buteno	29.468	4.384
Trans 2 Buteno	433.643	64.512
Cis 2 Buteno	162.631	24.194
Butadieno	1.659	.247
I-Butano	.171	.025
N-Butano	38.164	5.678
N-Pentano	.721	.107
T O T A L	672.193	

6) Especificación del producto.

COMPOSICION	LB-MOL/H	% MOL
Dióxido de carbono	0.018	0.003
Propileno	0.012	0.002
Propano	0.025	0.004
I-Buteno	1.115	0.173
1-Buteno	16.266	2.519
Trans-2 Buteno	158.513	24.548
Cis-2 Buteno	43.642	6.759
1,3 Butadieno	378.894	58.678
I-Butadieno	0.161	0.025

COMPOSICION	LB-MOL/H	%MOL
N-Butano	36.776	5.695
N- Pentano	0.699	0.014
M- Acetileno	0.031	0.005
Vinilacetileno	0.127	0.020
Etilacetileno	0.005	0.001
Furano	0.732	0.113
Benceno	0.927	0.144
Tolueno	0.021	0.003
Agua	7.781	1.205

T O T A L                      645.716

7) Servicios Auxiliares

7.1) Vapor

7.1.1) Vapor de alta presión.

Este vapor será generado fuera de límite de batería. Presentando las siguientes condiciones normales.

Presión	642.2 psig
Temperatura	752.0°F
Calidad	Sobrecalentamiento
Disponibilidad	La requerida

7.1.2) Vapor de media presión

Será generado fuera del límite de batería. Con las siguientes condiciones normales en límite de batería.

Presión	276 psig
Temperatura	519.8°F

Calidad	Sobrecalentado
Disponibilidad	La requerida

7.1.3) Vapor de baja presión.

Será generado fuera de límite de batería con las siguientes condiciones normales en límite de batería.

Presión	65.4 psig
Temperatura	311.0 <sup>o</sup> F
Calidad	Saturado
Disponibilidad	La requerida

7.2) Agua de enfriamiento.

- Fuente de suministro.- Torre de enfriamiento
- Condiciones en límite de batería:

Presión de entrada	59.7 psig
Temperatura de entrada	89.6 <sup>o</sup> F
Presión de retorno (Mín)	28.5 psig
Temperatura de retorno (Máx)	115.0 <sup>o</sup> F

7.3) Combustible

- Naturaleza.- Gas natural

Peso molecular	17.283
Poder calorífico	968.3 BTU/pie <sup>3</sup>
Presión	125.2 psig
Temperatura	100.4 <sup>o</sup> F
Disponibilidad	La requerida



### III. 3 Ubicación de la sección de oxodeshidrogenación dentro de la planta de producción de butadieno.

Debido a que la sección de oxodeshidrogenación de butenos es una de las partes integrantes de la planta de producción de butadieno, -- como se puede observar en la Figura 29, es necesario considerarla para preveer los requerimientos de las secciones subsiguientes para garantizar la producción de butadieno.

Haciendo un estudio de las necesidades de operación de la planta, observamos que la regeneración del catalizador del reactor de oxodeshidrogenación representa un problema puesto que las demás secciones se ven afectadas por el paro de producción de la sección de oxodeshidrogenación, ya que tendrían que parar las demás secciones o crearse un depósito de almacenamiento, lo cual, no sería ni práctico ni funcional.

Por lo tanto, es importante encontrar el arreglo adecuado del -- equipo que simplifique o minimize el tiempo de regeneración del catalizador tomando en cuenta las ventajas y desventajas generales, ya que -- de acuerdo a ello podremos determinar el número y condiciones del horno u hornos requeridos para evitar los problemas planteados anteriormente.

### III. 4 Descripción del proceso de oxodeshidrogenación de butenos.

Como se dijo anteriormente, este proceso se basa en la deshidrogenación catalítica de butenos lineales para producir 1,3 butadieno. El proceso se lleva a cabo en presencia de oxígeno para obtener altas conversiones por paso con una selectividad adecuada. Utiliza, además, --

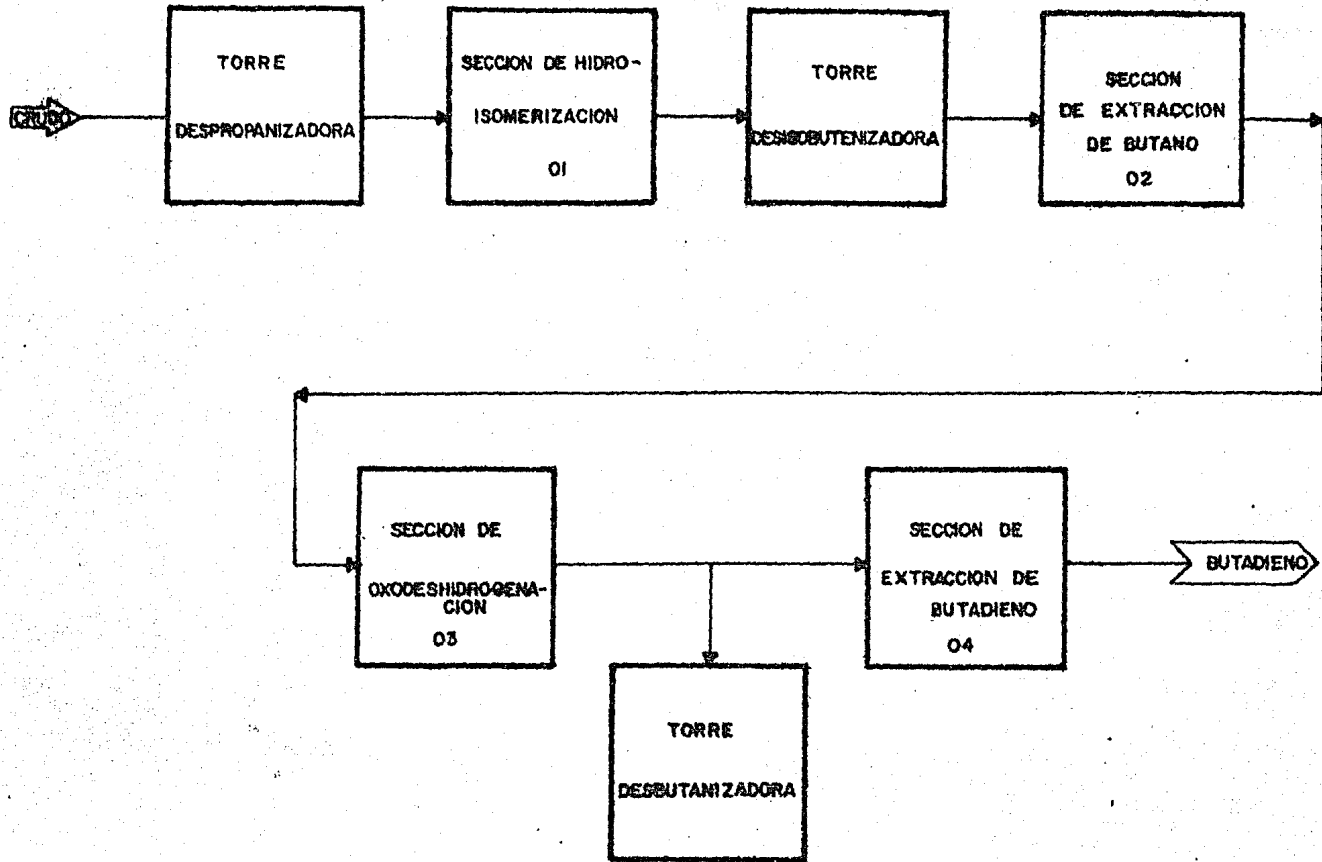
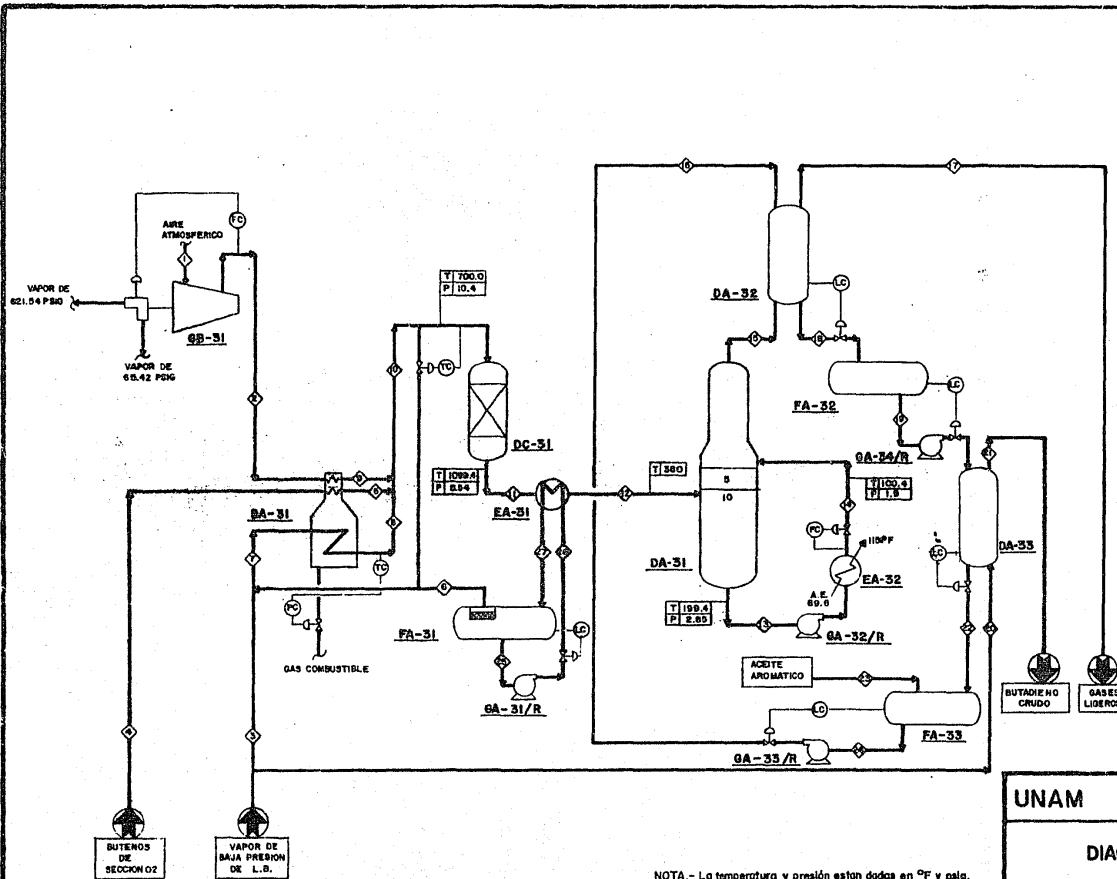


FIG. 29 DIAGRAMA DE INTEGRACION DE LA PLANTA DE PRODUCCION DE BUTADIENO

vapor de agua en la alimentación al reactor para absorber el calor de reacción y evitar temperaturas demasiado elevadas en el lecho del catalizador.

La corriente vaporizada de butenos proveniente de la sección de extracción de butanos (O2), con una temperatura de  $87^{\circ}\text{F}$  y presión de 30 psig., se calienta en el horno BA-31 hasta alcanzar las siguientes condiciones:  $T=370^{\circ}\text{F}$  y  $P=20$  psig., para posteriormente mezclarse con vapor de agua sobrecalentado ( $T=898^{\circ}\text{F}$  y  $P=20$  psig) y con aire precalentado ( $T=290^{\circ}\text{F}$ ,  $P=20$  psig), lo más cerca posible del reactor para evitar un posible accidente (explosión); dicha mezcla será la alimentación del reactor de lecho fijo (DC-31), el cual operará a presiones ligeramente superiores a la atmosférica y temperaturas de entrada de  $700^{\circ}\text{F}$ . El efluente del reactor a  $T=1099^{\circ}\text{F}$  y  $P=8.54$  psig.; pasa al enfriador EA-31 donde el calor transferido es aprovechado por la corriente No. 26. El efluente del reactor una vez enfriado ( $T=380^{\circ}\text{F}$ ), pasa a la torre de apagado DA-31 con objeto de detener la reacción y eliminar la mayor cantidad de agua. De aquí, el gas separado pasa a la torre de absorción DA-32, la cual utiliza un aceite aromático, para absorber el butadieno, butenos no reaccionados y subgrupos ligeros. De aquí, la corriente líquida No. 14, se envía a la columna agotadora DA-33 donde se separan el butadieno y butenos del aceite de absorción. El butadieno producido en el proceso se envía a la sección O4 para su purificación.

Dicho proceso se muestra en el diagrama de flujo (Figura No. 30).



**LISTA DE EQUIPO  
SERVICIO**

- BA-31 SOBREALENTADOR DE VAPOR.
- DA-31 TORRE DE APAGADO.
- DA-32 TORRE LAVADORA DE ALDEHIDOS.
- DA-33 TORRE DE SEPARACION DE BUTADIENO.
- DC-31 REACTOR DE DESHAROGENACION.
- EA-31 PRECALENTADOR DE AGUA.
- EA-32 ENFRIADOR DE AGUA DE RECIRCULACION.
- FA-31 DOMO DE VAPOR RECUPERADOR DE CALOR.
- FA-32 TANQUE ACUMULADOR DE ALDEHIDOS.
- FA-33 TANQUE ACUMULADOR DE ACEITE AROMATICO.
- GA-31/R BOMBA DE RECIRCULACION DE PRECALENTAMIENTO DE AGUA.
- GA-32/R BOMBA DE FONDO DE TORRE DE APAGADO.
- GA-33/R BOMBA DEL TANQUE ACUMULADOR DE ACEITE AROMATICO.
- GA-34/R BOMBA DEL TANQUE ACUMULADOR DE ALDEHIDOS.
- GB-31/R COMPRESOR DE AIRE.

NOTA.- La temperatura y presión estan dadas en °F y psig.

<b>UNAM</b>	<b>ENEP ZARAGOZA</b>
<b>DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO</b>	
<b>TESIS PROFESIONAL</b>	
ESC. ACOT. EN. <i>X</i>	Dib. No. — 30
<b>BLANCA VAZQUEZ MTZ.</b>	
REV. 0	REV. 0

### III. 5 Balance de masa y energía.

De acuerdo a lo expuesto anteriormente, el proceso de producción de butadieno involucra un gran número de equipos que en función de las transformaciones del producto se han dividido, para facilitar su comprensión, en diversas secciones que hace del balance de materia para la planta, un estudio amplio y detallado de la termodinámica del proceso y diseño de equipos involucrados.

En este trabajo sólo se darán las condiciones y necesidades de flujo en el horno BA-31 para la producción de 74,309 TM/año, dado que el objetivo principal es el arreglo del horno. El flujo será la alimentación al reactor de oxadeshidrogenación DC-31.

El balance de materia para el Horno se encuentra en la Tabla No.7

### III. 6 Ubicación del equipo dentro de la planta.

Para encontrar el mejor arreglo del Horno, es necesario conocer si existen limitaciones en cuanto a las dimensiones del equipo en estudio utilizando para ello el plano de localización de equipo (Plot-plant). En dicho plano se considera la distribución o disposición del equipo y áreas de trabajo. Esta distribución incluye espacios mínimos entre equipos para seguridad, así como los espacios necesarios para el mantenimiento del equipo y maquinaria, almacenamiento y servicios.

Se establecen las relaciones de equipo vertical y horizontal, los sistemas de acceso, rutas para emergencia, abastecimiento y manejo de materiales. Además se prevee la distribución de espacio para las acti-

T A B L A    N O.    7  
 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA  
 PLANTA DE PRODUCCION DE BUTADIENO

NO. DE CORRIENTE (FASE)	ENTRADA A BA-31 7 VAP DE AGUA		SALIDA DE BA-31 8 VAP DE AGUA		AIRE ENTRADA 2		AIRE SALIDA 9	
	LB-MOL/H	% MDL	LB-MOL/H	% MDL	LB-MOL/H	% MDL	LB-MOL/H	% MDL
NITROGENO		.00		.00	1441.554	78.089	1441.554	78.089
ARGON		.00		.00	17.168	0.930	17.168	0.930
OXIGENO		.00		.00	386.708	20.948	386.708	20.948
BIOXIDO DE CARBONO		.00		.00	0.609	0.033	0.609	0.033
AGUA	9055.86	100.00	9055.86	100.00	.000	0.000	0.000	0.000
T O T A L	9055.86	100.00	9055.86	100.00	1846.040	100.00	1846.040	100.00
FLUJO TOTAL LB/H	163150.00		163150.00		53480.00		53480.00	
ENTALPIA MMBTU/H	55594.10		102262.70		6897.60		9635.00	
TEMPERATURA °F	316.57		898.36		77.00		298.40	
PRESION psig.	50.00		20.00		14.70		20.00	
PESO MOLECULAR	18.016		18.016		28.97		28.97	
DENSIDAD RELATIVA A 60°F	1.00		1.00		0.8803		0.88939	
DENSIDAD A P Y T LB/plc <sup>3</sup>	0.143		0.043		0.0740		0.0427	
CALOR ESPECIFICO A P Y T BTU/LB°F	0.4751		0.511		0.2399		0.2432	
VISCOSIDAD cp	0.0135		0.027		0.0179		0.0235	
COND. TERMICA BTU/H plc °F	0.0168		0.0336		0.0140		0.0183	

NO. DE CORRIENTE (FASE)

BUTENO ENTRADA  
4 VAPBUTENO SALIDA  
5 VAPENTRADA AL REACTOR  
10 VAP MEZCLA

COMPONENTE

LB-MOL/H % MOL

LB-MOL/H % MOL

LB-MOL/H % MOL

NITROGENO	0.00	0.00	0.00	0.00	1441.554	12.455
ARGON	0.00	0.00	0.00	0.00	17.168	0.148
OXIGENO	0.00	0.00	0.00	0.00	386.708	3.341
BIOXIDO DE CARBONO	0.00	0.00	0.00	0.00	0.609	0.005
PROPILENO	0.031	0.005	0.031	0.005	0.031	0.000
PROPANO	0.055	0.008	0.055	0.008	0.055	0.000
PROPADIENO	0.038	0.006	0.038	0.006	0.038	0.000
I-BUTENO	5.611	0.835	5.611	0.835	5.611	0.048
1-BUTENO	29.468	4.384	29.468	4.384	29.458	0.255
TRANS 2 BUTENO	433.643	64.512	433.643	64.512	433.643	3.747
CIS 2 BUTENO	162.631	24.194	162.631	24.194	162.631	1.405
1,3 BUTADIENO	1.659	0.247	1.659	0.247	1.659	0.014
I-BUTANO	0.171	0.025	0.171	0.025	0.171	0.001
N-BUTANO	38.164	5.678	38.164	5.678	38.164	0.330
N-PENTANO	0.721	0.107	0.721	0.107	0.721	0.006
AGUA	0.00	0.00	0.00	0.00	9055.860	78.243
T O T A L	672.193	100.00	672.193	100.00	11574.093	100.00
FLUJO TOTAL LB/H	37796.00		37796.00		254427.00	
ENTALPIA MMBTU/H	3977.00		8807.00		120705.60	
TEMPERATURA °F	87.27		370.00		728.48	
PRESION psig.	30.00		20.00		10.00	
PESO MOLECULAR	56.229		56.229		21.982	
DENSIDAD RELATIVA A 60°F	0.61201		0.61201		0.8926	
DENSIDAD A P Y T LB/pla <sup>3</sup>	0.4599		0.2226		0.0427	
CALOR ESPECIFICO A P Y T BTU/LB °F	0.3819		0.5161		0.4693	
VISCOSIDAD cp	0.0079		0.117		0.0214	
COND. TERMICA BTU/H pla °F	0.0089		0.0194		0.0289	

vidades del personal (laboratorios, vestidores, almacenes, etc.)

El plano general de localización de equipo debe contener todas -- las necesidades de la planta. Es por ésto que es un documento necesario en la determinación de la orientación que tendrá la planta para -- localizar equipo peligroso como hornos, quemadores, etc. debido a la -- posición y características de plantas contiguas.

Para poder determinar dicha orientación es necesario, además de la experiencia, considerar los siguientes puntos.

- 1) Limitaciones de la operación
- 2) Consideraciones de seguridad
- 3) Suministro de servicios
- 4) Manejo de materiales
- 5) Mantenimiento de los equipos
- 6) Economía en la construcción
- 7) Expansión futura o posibles adiciones

Como la planta de producción de butadieno consta de varias secciones que involucran un gran número de equipos, éstos han sido distribuidos agrupando los equipos semejantes en operación y pensando en la -- mayor seguridad y facilidad de mantenimiento en la planta (Figura 31).

El detalle "A" muestra que los equipos sujetos a combustión (hornos, quemadores) son colocados por seguridad, en los límites de la planta con el fin de prevenir accidentes por arrastre de gases que favorecerían la flameabilidad de los gases combustibles. El arreglo del horno no presenta limitaciones por área (Ver Figura 31).





### III.7 Diagrama de tubería e instrumentación (DTI).

En el diagrama de tubería e instrumentación (DTI) se representa a los equipos en forma más descriptiva que en el diagrama de flujo de -- proceso; las válvulas y accesorios con los símbolos convencionales se deberán apegar a las normas establecidas. Además, se muestra toda la instrumentación incluyendo la simbología de los instrumentos así como las señales requeridas para un buen control.

La importancia de los diagramas de tubería e instrumentación en -- las plantas de proceso es que representan la base para el diseño de -- los arreglos de equipo y tubería, localización de instrumentos y opera-- ción de la planta ya que aparecen en ellos todos los equipos, acceso-- rios y tuberías que los conecten.

Este diagrama se basa en la instrumentación típica de tubería y - equipos. Para su elaboración se toman cuatro aspectos importantes:

- 1) Líneas y equipos auxiliares en el arranque de la planta
- 2) Diseño de la tubería y equipos para la operación normal de la planta.
- 3) Considerar operaciones de emergencia como son:
  - a) Variación de la capacidad
  - b) Falla en algún equipo
  - c) Ruptura de tubos o cualquier otra emergencia que se pudiera presentar durante la operación de la planta
- 4) Líneas y equipos auxiliares para el vaciado de equipo en los - paros programados y para el mantenimiento de la planta.

Tomando en consideración los puntos anteriores, se elaboró el - - diagrama de tubería e instrumentación que se muestra en la Figura 32 A y 32 B.

#### INSTRUMENTACION BASICA Y SISTEMAS DE SEGURIDAD DE LOS HORNOS.

##### A. Variables a controlar

Se deberá controlar la temperatura de salida del fluido de proceso con el flujo de combustible así como el flujo de entrada al calentador. Las razones para controlar estas dos variables son las siguientes:

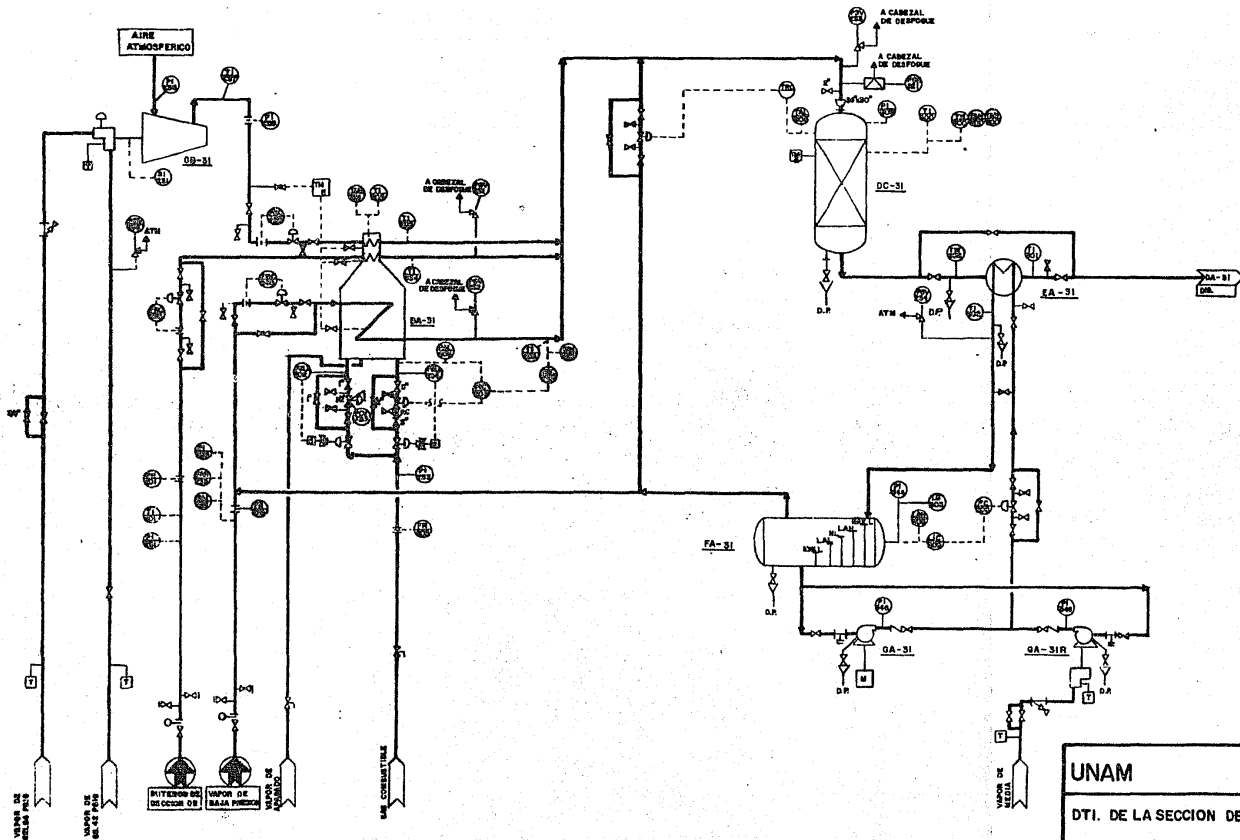
- a) El calor transmitido al fluido de proceso dependerá del calor liberado y cantidad de gases de combustión. Por lo tanto es necesario controlar la cantidad de combustible suministrada con la temperatura de salida requerida por el fluido de proceso.
- b) El bajo flujo puede provocar sobrecalentamiento tanto del fluido de proceso como de los tubos que lo contienen, produciéndose la coagulación del fluido, vaporización excesiva y aumento de caída de presión.

##### B. Instrumentación necesaria para el buen funcionamiento del horno.

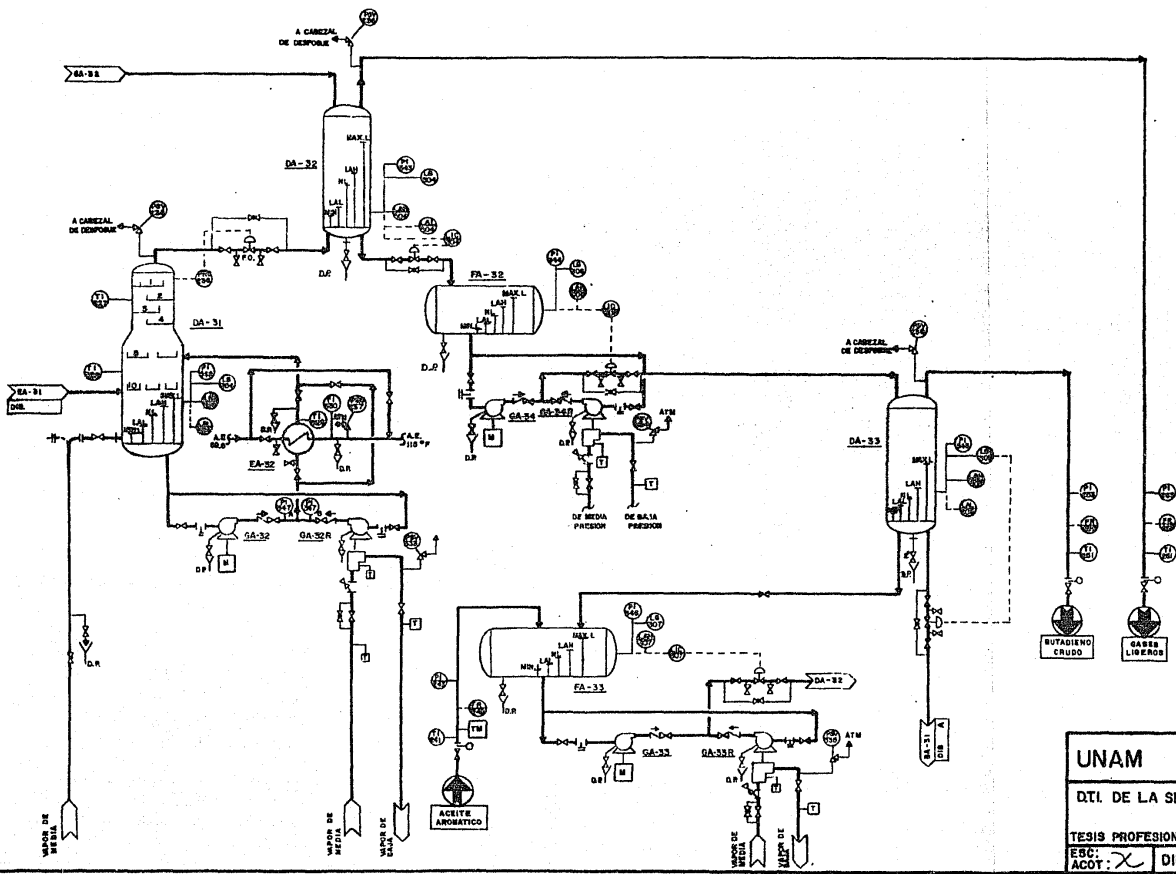
Además de la instrumentación para el control de las variables anteriores se tiene:

- 1) Indicadores de temperatura a la salida del horno para cada paso
- 2) Indicadores de temperatura a la cámara de radiación
- 3) Indicadores de temperatura de los gases de combustión
- 4) Medidores de tiro
- 5) Flujo de aire para la combustión

##### C. Sistemas de seguridad



UNAM	ENEP ZARAGOZA
DTI. DE LA SECCION DE OXODESHIDROGENACION	
TESIS PROFESIONAL	BLANCA VAZQUEZ MTZ
ESQ. ACOT.	DIB. 32 A
	REV.0



UNAM		ENEP ZARAGOZA	
D.T.I. DE LA SECCION DE OXODESHIDROGENACION			
TESIS PROFESIONAL		BLANCA VAZQUEZ MTZ	
ESC: <input checked="" type="checkbox"/>	DIB. No. 32	B	REV. 0

Los sistemas de seguridad de paro incluyen:

- a) Bajo flujo de proceso
- b) Baja presión o flujo de combustible
- c) Alto flujo y/c alta temperatura del fluido de proceso
- d) Falla de flama

#### NOMENCLATURA

DP	Drenaje Pluvial
FC	Orificio de registro (cierre de válvula a falla)
FIC	Indicador controlador de flujo
FR	Registrador de flujo
FRC	Registrador controlador de flujo
FO	Orificio de registro (abre la válvula a falla)
FI	Indicador de flujo
HCV	Válvulas de control manual
LAH	Alarma por alto nivel
LAL	Alarma por bajo nivel
LIC	Indicador controlador de nivel
LGC	Medidor controlador de nivel
PCV	Válvula de presión auto-regulable
PI	Indicador de presión
PSL	Interruptor por baja presión
PSLL	Interruptor de muy baja presión
PAH	Alarma por alta presión
PSV	Válvula de seguridad
S	Solenoides

SS Vapor de apagado o barrido  
T Trampa de vapor  
TI Indicador de temperatura  
TRC Registrador controlador de temperatura  
TIC Indicador controlador de temperatura  
TAH Alarma por alta temperatura  
TW Termopozo  
UC Conexión de servicio

#### IV SELECCION DEL METODO DE CALCULO PARA EL HORNO

##### IV.1 METODOS DE DISEÑO Y EVALUACION DE HORNOS

Se han ideado diferentes modelos físicos que tratan de explicar y predecir los fenómenos de transporte de flujo turbulento, al mismo tiempo que ocurre transferencia de calor por radiación dentro del horno. En la actualidad existen los siguientes métodos para el diseño de los hornos:

METODOS DE  
DISEÑO DE  
HORNOS

- a) Métodos empíricos
- b) Métodos refinados
  - b.1 Método de zonificación
  - b.2 Método de Fluxes
  - b.3 Método de Montecarlo

Los métodos empíricos son simplificados por considerar modelos matemáticos globales para predecir el funcionamiento del horno. Los métodos refinados consideran modelos parciales con parámetros semejantes para correlacionar los modelos de flujo y la combustión en el horno.

A continuación se describen los principales métodos de diseño de hornos.

##### a) Métodos empíricos

Estos métodos fueron los primeros en utilizarse para el diseño de los hornos. Son el resultado de un cúmulo de experiencia y estudios de diferentes investigadores entre los que destacan W.E. Lobo, R.N. Wimpres, Joseph L. Schweppe, Conrado Q. Torrijos. Debido a la complejidad de los fenómenos que involucra el funcionamiento del horno, todavía siguen utilizándose por obtenerse resultados relativamente rápidos



y de alta confiabilidad.

Las principales suposiciones en las que se basan los métodos empíricos son:

- a) Se asume que la temperatura de flama adiabática es alcanzada en el quemador.
- b) La radiación solo se considera radialmente
- c) Los gases de combustión se encuentran perfectamente mezclados por lo que la cámara de radiación se encuentra a una temperatura promedio uniforme ( $T_g$ ).

El diagrama de bloques general se da a continuación (Figura 33).

#### b) Métodos refinados

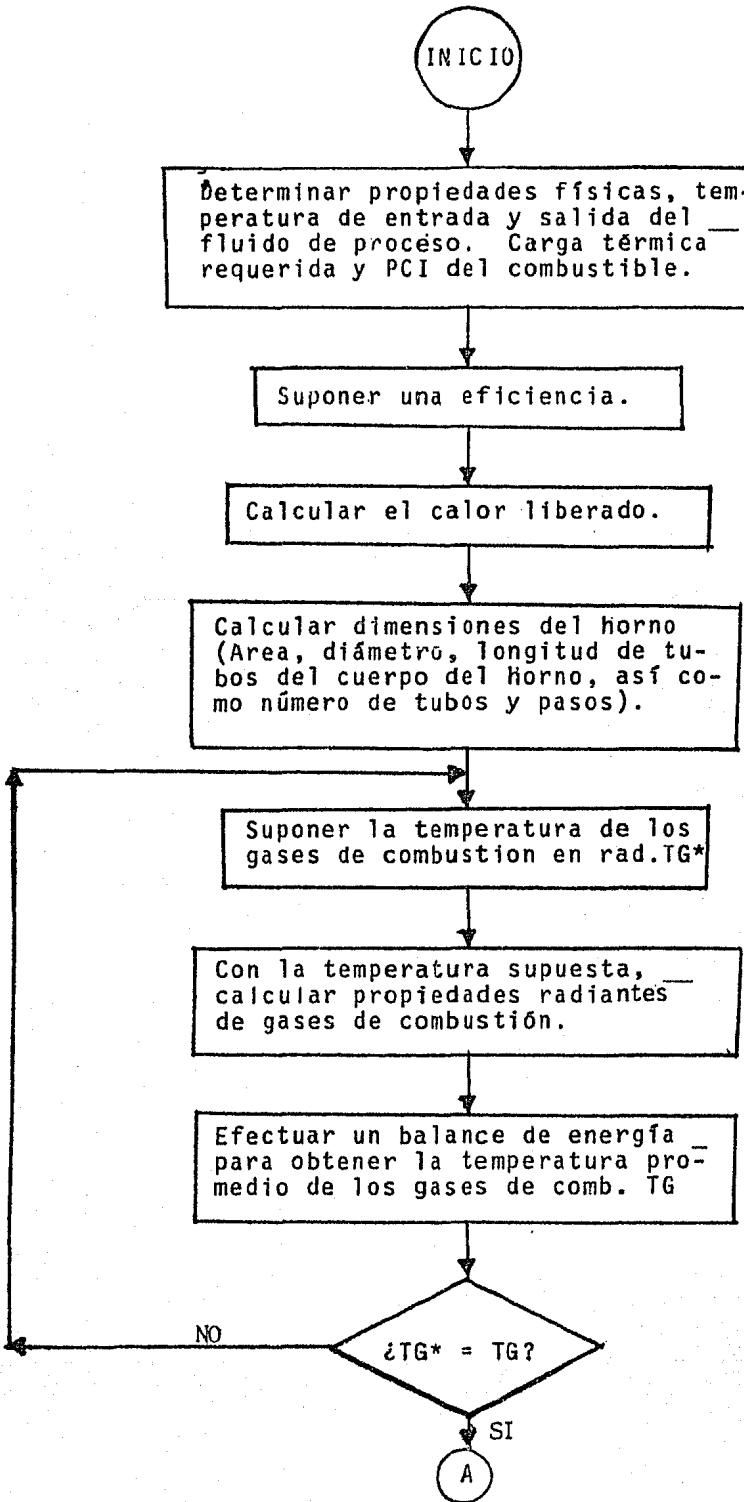
De acuerdo a las necesidades de los diferentes procesos, se ha requerido en ocasiones de un control estricto de distribución de temperaturas dentro del horno porque en ciertos casos el fluido dentro de los serpentines no sólo sufrirá calentamiento, sino que efectuará una reacción química que requiere de un mejor control de temperatura en cada sección del horno.

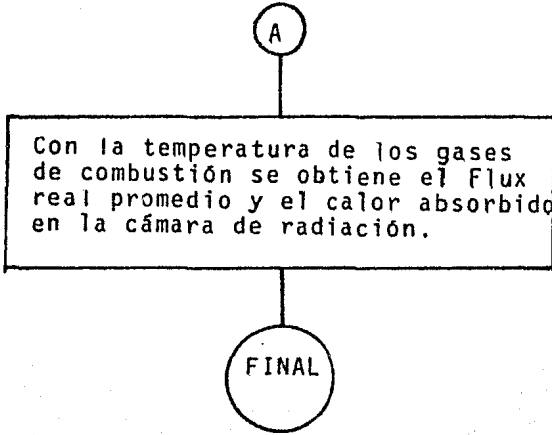
Estos métodos por su gran complejidad requieren de ciertas simplificaciones por lo que no es correcto llamarlos rigurosos. Entre los más utilizados tenemos:

##### b.1) Método de zonificación.

Se origina en 1958 ( 4 ) con el trabajo realizado por los investigadores Hottel y Cohen que realizan el estudio para predecir el intercambio de energía radiante basado en la distribución de temperaturas al permitir la variación de éstas en los gases y superficies que forman parte de la sección de radiación del horno.

FIG. 33 DIAGRAMA DE BLOQUES DE METODOS EMPIRICOS





El método consiste en dividir en un número determinado de partes - (zonas) de tamaño finito la sección de radiación del horno. Dichas -- zonas contendrán los gases producidos de la combustión. El tamaño de las zonas se selecciona según la exactitud que se desee y procediendo con el tratamiento matemático más estricto posible para formular final<sup>u</sup> mente el balance de energía radiante para cada zona que dá como resultado un sistema de ecuaciones simultáneas a resolver.

Las consideraciones que se hacen son:

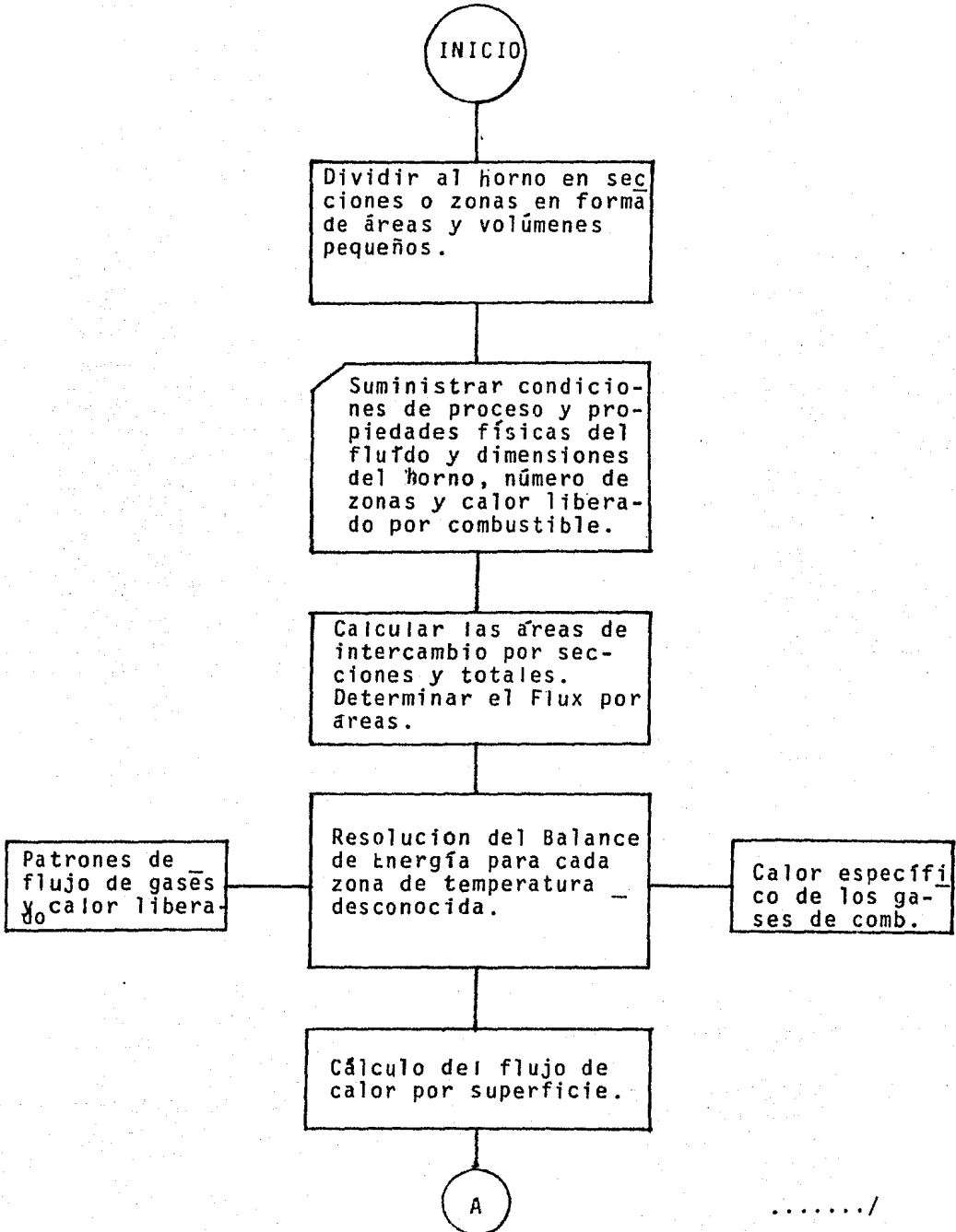
- 1) Las zonas en las que se ha dividido la sección radiante se con sideran isotérmicas.
- 2) Las características físicas y radiantes en una determinada - - zona son las mismas en cada uno de sus puntos.

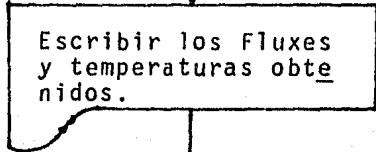
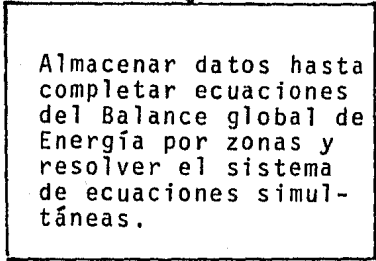
Es necesario hacer notar que los balances de energía por conduc<sup>o</sup> ción y convección son considerados datos para poder formular los balan<sup>u</sup> ces de energía totales por zonas. Esta suposición es más bien una necesidad originada en el hecho de que como el método maneja las formas integradas de las ecuaciones radiantes en los balances de energía por zonas, éstas no se acoplan adecuadamente para su solución simultánea - con las expresiones diferenciales para el flujo y reacción de la com<sup>u</sup> bustión proporcionando una solución bastante complicada (Figura No. 34).

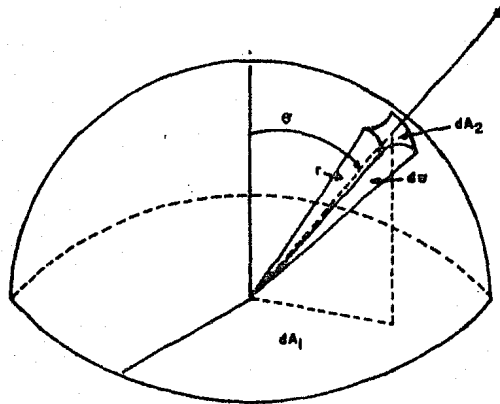
#### b.2 Método de Fluxes

El método se basa en suponer que en pequeños ángulos sólidos - - (Figura 35) la intensidad de radiación no varía con la dirección. El procedimiento consiste en subdividir el ángulo sólido total con vérti<sup>u</sup> ce en y alrededor de un punto cualquiera de un elemento de volúmen, en

FIG. 34 DIAGRAMA DE BLOQUES DEL METODO DE ZONIFICACION







- r.- Línea que une de centro a centro dos planos.
- $\sigma$ .- Angulo formado por la normal de una superficie.
- $\omega$ .- Angulo sólido.
- $A_1$ .- Area total de la superficie del plano 1.
- $A_2$ .- Area total de la superficie del plano 2.

FIG. 35 METODO DE FLUXES - ANGULO SOLIDO.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MEXICO		
ENEP ZARAGOZA	TESIS PROFESIONAL	1984
BLANCA I. VAZQUEZ MARTINEZ		

un número de ángulos diferenciales (en cada uno de los cuales, la intensidad de radiación es independiente de la dirección) que emplea la ecuación de radiación promedio y simplifica el problema. Al hacer el balance de energía en cada uno de los ángulos, resultarían ecuaciones integro-diferenciales que, así se transforman en un sistema de ecuaciones diferenciales que pueden ser resueltas simultáneamente con las ecuaciones para el flujo y cinética de la combustión.

Por éste método se puede conocer el patrón de flujo y la cinética química de la combustión.

Las suposiciones del método son:

- 1) Las paredes del horno se consideran adiabáticas
- 2) Sólo considera transferencia de calor por radiación.

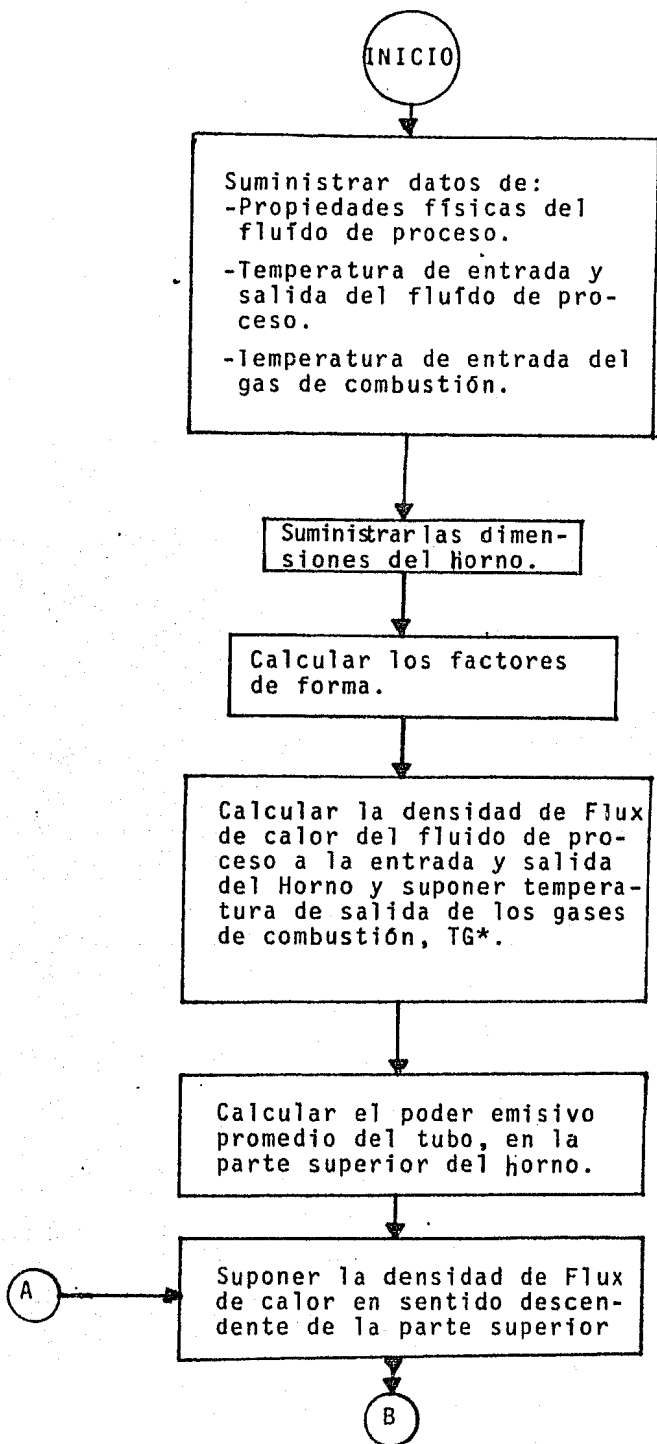
El esfuerzo para programarlo, la memoria y tiempo de computación son menores que los requeridos por el método de zonificación, aunque es menos exacto (Figura 36).

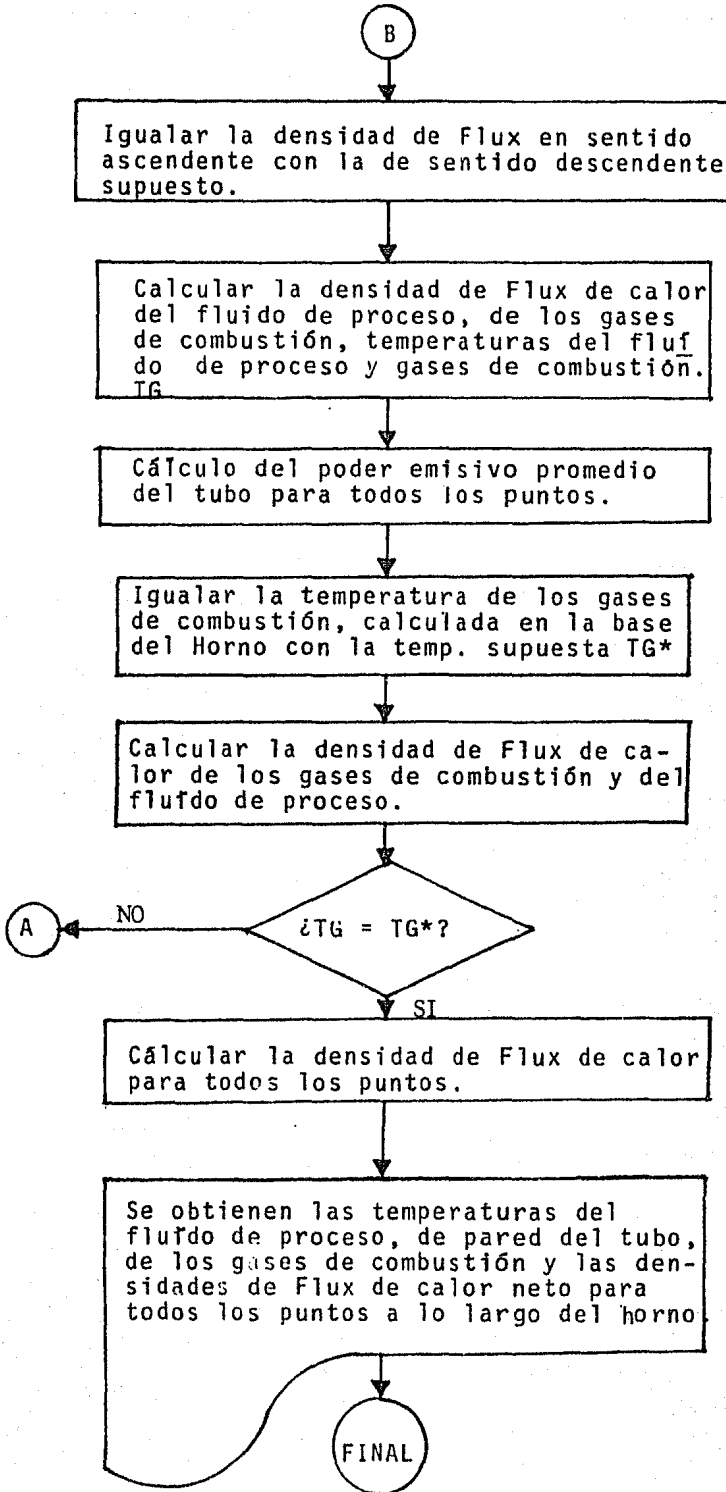
### b.3 Método de Montecarlo

El método considera "paquetes" de energía radiante para simular el proceso físico real de emisión de energía y su absorción en el sistema. Las probables trayectorias de éstos paquetes de energía radiante, desde su emisión hasta su absorción, se generan por una serie de números aleatorios que a su vez son función de la dirección, longitud de onda, posición de emisión y de las características radiantes (reflectividad y absorptividad). La muestra de paquetes debe ser grande para que los resultados estadísticos obtenidos sean significativos; así, la energía radiante transferida a un elemento es proporcional al número de paquetes de energía que absorbe.



FIG. 36 DIAGRAMA DE BLOQUES DEL METODO DE FLUXES.





Este método es el más riguroso y flexible en el tratamiento matemático del problema de la transferencia de energía radiante aunque da resultados no muy exactos debido a incertidumbres estadísticas y a que carece de la rigurosidad sistemática. El método proporcionará resultados que dependen de la experiencia e intuición de quien ataca el problema (Figura 37).

#### IV.2 Selección del método de cálculo a utilizar en el diseño.

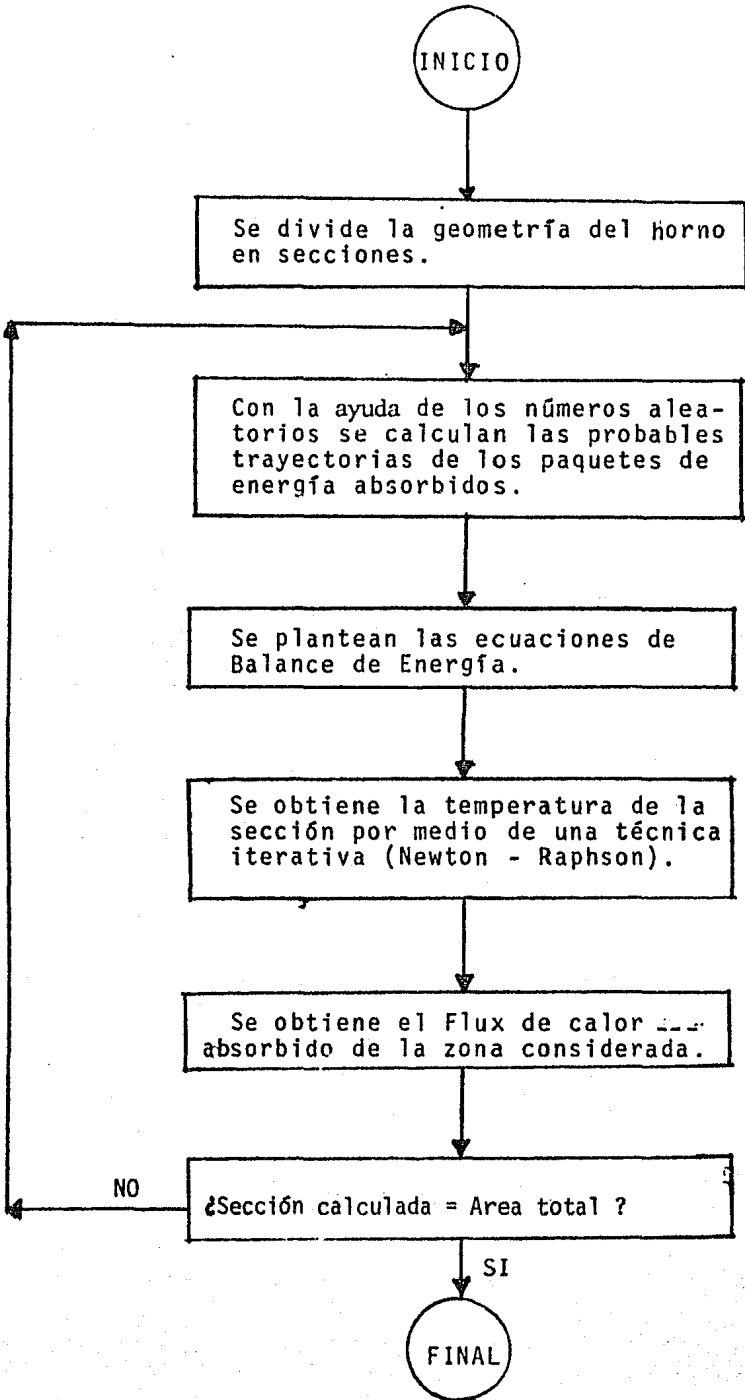
Como ya se mencionó, los métodos refinados de cálculo de distribución de temperaturas y fluxes para transferencia de calor radiante utilizan modelos matemáticos complejos. Estos modelos requieren para su solución de gran cantidad de información para definir adecuadamente las variables (factor de forma, emisividad y absorptividad del gas, etc.) -- como funciones de la configuración de la cámara de radiación y temperaturas del sistema. Para su solución se requiere el formular un largo programa operativo para computadora además de tabular los datos básicos.

Es por esto que el uso de un método de cálculo refinado sólo se justifica cuando el fluido de proceso por sus características requiere un control estricto de distribución de temperaturas dentro del horno. Debido a que no se llevará a cabo ningún cambio químico dentro del horno y no se tiene peligro de coquización a la temperatura requerida; resulta innecesario el uso de un método refinado.

Por la experiencia adquirida en el método empírico es factible el uso de tablas y gráficas que simplifican en gran medida el diseño, pudiendo además, garantizar rapidez y eficiencia.

A continuación se hace una comparación de costos y eficiencias obtenidas en el diseño de un horno sin reacción química (datos obtenidos por el departamento de Diseño Térmico de Hornos del I.M.P.)

FIG. 37 DIAGRAMA DE BLOQUES DEL METODO DE MONTE CARLO. - 90 -



	COSTO (w)*	Confiabilidad
Método Empírico	w	92%
Método Fluxes (bidimensional)	100 w	95%
Método Zonificación	2000 w	98%
Método de Monte Carlo	1000 w	99% **

\* w .- Costo por tiempo de máquina empleado en el diseño de la sección de radiación (Horno de una capacidad de 100 MMBTU/h).

\*\* Depende de la habilidad y experiencia del diseñador.

De acuerdo a lo anterior, el método que se utilizó es el -- método desarrollado por R.N. Wimpres para la zona de radiación y para convección el método de Joseph L. Scheweppe y Conrado Q. Torrijos.

El desarrollo de las principales ecuaciones se encuentra en el apéndice "E".

### IV.3 DESCRIPCION DEL DISEÑO Y ARREGLO DEL HORNO

Para la selección y diseño del horno se requiere de la combinación de diversas ecuaciones y criterios basadas en teorías y experiencias -- acerca del calor y contenido de calor de los gases de combustión por -- tratarse de equipos cuyo funcionamiento es complejo.

El método que se utilizará se basa en correlaciones obtenidas por experiencia con hornos industriales; dicho método es factible de efectuarse con la ayuda de una calculadora de bolsillo que proporciona resultados válidos; y ahorra tiempo.

#### IV.3.1 Datos y documentos requeridos para el diseño y arreglo del horno.

A continuación se proporciona la fuente de los datos necesarios -- para la determinación del arreglo del horno.

D A T O S	F U E N T E
- Calor absorbido (de Diseño)	Hoja de datos de proceso
- Gasto másico o volumétrico	Hoja de datos de proceso
- Temperatura de entrada y salida del fluido de proceso y servicios	Hoja de datos de proceso
- Presión de entrada y salida del fluido de proceso y servicios	Hoja de datos de proceso
- Caída de presión permisible	Hoja de datos de proceso
- Tipo de combustible y composición	Bases de Diseño
- Estado de agregación del fluido alimentado	Hojas de datos de proceso
- En el caso de que el fluido presente dos fase, se requerirá el % en peso y peso molecular del vapor	Hoja de datos de proceso

D A T O S

- Area disponible dentro de la planta para el horno
- Tiro disponible, en el caso de que el horno este conectado a una chimenea existente
- Máxima temperatura de película si él o los servicios son susceptibles de formar carbón
- En el caso de existir evaporación se deberá construir una curva de vaporización (Temp. VS % de vaporización) para prevenir vaporización repentina (Flasheo)
- Elementos corrosivos del combustible (S y V principalmente)
- Propiedades físicas de la alimentación

F U E N T E

Plano de localización general

Filosofía de operación

Hoja de datos de proceso

Anexo a hoja de datos de proceso

Bases de Diseño

Balace de masa y energía

Otro documento auxiliar para la comprensión de los requerimientos de proceso es el Diagrama de flujo de proceso que junto con la filosofía de operación (descripción del proceso) nos dan una idea del servicio que va a prestar el horno con el fin de que el arreglo propuesto -- esté de acuerdo con el proceso y no ver el equipo como algo aislado -- sin ninguna relación con los equipos adyacentes.

#### IV.3.2 Criterios de prediseño.

A continuación se presentan criterios de prediseño útiles para -- evitar pérdidas de tiempo , además de ayudarnos para el diseño eficiente y adecuado del horno a las necesidades de proceso en cuestión.

##### 1) Número de servicios

Sección de radiación.- No es recomendable usar más de un servicio ya que el funcionamiento del horno depende del comportamiento de los -- flúidos de los diferentes servicios, pues no se sabría que servicio -- cuidar en caso de falla o mala operación.

Sección de convección.- Se pueden instalar tantos servicios como el contenido de calor de los gases de combustión lo permita. Recomendando poner el servicio principal (por su carga térmica) inmediatamente después de la sección de radiación, ya que es donde se encuentra el mayor gradiente de temperaturas; considerando los servicios en forma -- independiente, en forma semejante a un cambiador de calor de tubo y -- coraza en flujo cruzado.

##### 2) Características del fluido de proceso

Entre las más importantes tenemos:

a) Ensuciamiento: Entendiéndose como ensuciamiento a la formación de residuos que se acumulan en la pared del tubo, provocando una resistencia al flujo y a la transferencia de calor. El valor cuantitativo del ensuciamiento se da en el factor de ensuciamiento ( $f_i$ ). De acuerdo con la experiencia se recomienda:

1) Cuando los valores de  $f_i$  son menores de  $0.001h \text{ pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F} / \text{BTU}$  -- pueden usarse tubos verticales sin problemas.



II) Si los valores de  $f_i$  se encuentran entre 0.001 a 0.004 pueden usarse también tubos verticales con las previsiones correspondientes para limpieza.

III) Cuando  $f_i$  sea menor de 0.05 se deberá usar tubos horizontales para todos los casos previendo la limpieza de los tubos.

IV) En el caso de que  $f_i$  sea mayor de 0.05 se recomienda usar otro tipo de calentador llamado a fuego indirecto.

b) Tendencia a la coquización.- Además del ensuciamiento en algunos casos existirá coquización por lo que se recomienda prever lo necesario para la limpieza de la misma instalando para ello tubos verticales.

c) Incrustación.- La incrustación es causada por el contenido de sales minerales en el fluido de proceso por lo que se recomienda usar tubos horizontales. Las características de incrustación, por lo general, se indican junto con el factor de ensuciamiento.

### 3) Carga térmica

Con respecto a la carga térmica se tienen las siguientes recomendaciones:

a) En el caso de presentarse cargas térmicas muy pequeñas (menos de 5 MMBTU\*/h) resulta antieconómico la construcción de un horno. En estos casos se recomienda enviar el fluido a la zona de convección de otro horno a menos que por requerimientos de proceso (Gradiente térmico) se deba diseñar un calentador con carga térmica pequeña.

b) Cuando se tengan cargas térmicas del orden de 5 a 40 MMBTU/h y se trate de un servicio limpio, se recomienda el uso de un horno cilíndrico.

\*MMBTU= Millones de BTU

c) Cuando se tenga una carga térmica alta y el servicio no sea -- limpio, se recomienda un horno tipo caja horizontal.

d) Si la carga térmica es alta pero se trata de un servicio muy - limpio, se recomienda el uso de un horno cilíndrico; en caso contrario, se utilizará uno tipo caja horizontal.

#### 4) Eficiencia

La eficiencia de un horno depende fundamentalmente de la temperatura de entrada del fluido. Para hornos con sección de convección integrada, se tienen los siguientes valores:

I) Si la temperatura de entrada al horno se encuentra alrededor de  $600^{\circ}\text{F}$ , se podrán obtener eficiencias del 78 al 80%.

II) Si la temperatura de entrada del fluido al horno es alrededor de  $400^{\circ}\text{F}$ , se pueden obtener eficiencias del 84 al 87%.

III) Cuando el horno contenga equipos de recuperación de calor el rango de eficiencia presentado es de 82 al 92%.

#### 5) Flux máximo promedio

Considerando que el flux es la razón entre el calor absorbido y - el área expuesta a la transferencia de calor, el valor del flux afecta fundamentalmente al material de los tubos por lo que se recomienda que no exceda de  $12,000 \text{ BTU/h pie}^2$  ya que entre más elevado sea el flux - se requerirá menor área significando mejor aprovechamiento del calor - liberado.

#### 6) Arreglo de los tubos de la sección de convección

El arreglo de los tubos se realizará de acuerdo al número de pasos que se requieran tomando en consideración que dichos arreglos deben -- proveer un flujo paralelo con el fin de lograr la misma absorción de -

calor por paso. Algunos arreglos son presentados en la Figura 38.

Con respecto a la colocación de los tubos, se recomienda un espaciamiento de centro a centro de tubos de dos veces su diámetro nominal colocándolos alternadamente y formando triángulos equiláteros. La distancia del centro del tubo a la pared será igual al diámetro nominal - debiéndose usar deflectores con el fin de conservar esta distancia y - evitar la formación de corrientes parásitas como se muestra en la Figura 39.

#### 7) Selección del tipo de área extendida

El área extendida consiste en el recubrimiento externo de los tubos por pequeños segmentos metálicos con el objeto de aumentar la transferencia de calor por convección, pudiéndose emplear para ello birlos o aletas que van soldados al tubo.

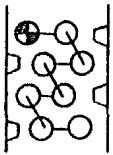
Cuando se emplea combustible gaseoso y limpio, se recomienda usar aletas. Con combustible gaseoso que produzca gran cantidad de incrustaciones se deberá usar birlos con los correspondientes medios de limpieza (sopladores de hollín). Si el combustible a utilizar es líquido, se recomienda usar birlos con un medio de limpieza.

#### 8) Exceso de aire

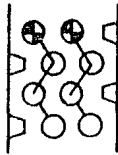
El exceso de aire recomendado para quemadores que trabajen con -- tiro natural es el siguiente:

- I) Cuando se quema combustible gaseoso.....20%
- II) Cuando se quema combustible líquido.....30%
- III) Cuando se quema combustible sólido.....45%

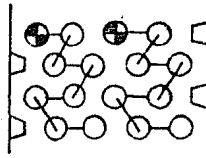
En el caso de presentarse tiro forzado, se emplearán quemadores - especiales que pueden reducir el exceso de aire y aumentar la eficiencia del horno.



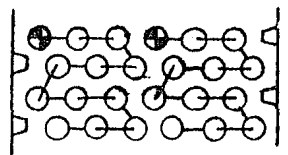
1 PASO Y 2 TUBOS  
POR CAMA



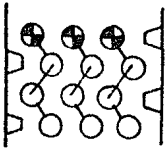
2 PASOS Y 2 TUBOS  
POR CAMA



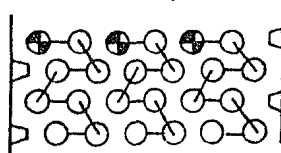
2 PASOS Y 4 TUBOS POR  
CAMA



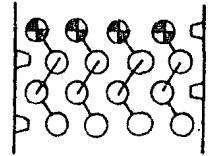
2 PASOS Y 6 TUBOS POR CAMA



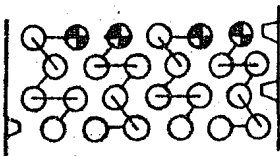
3 PASOS Y 3 TUBOS  
POR CAMA



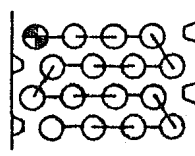
3 PASOS Y 6 TUBOS POR CAMA



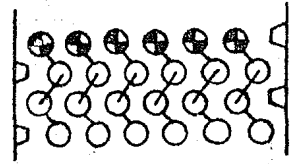
4 PASOS Y 4 TUBOS POR CAMA



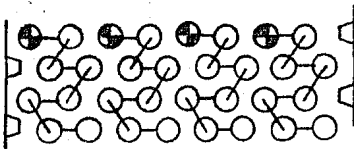
4 PASOS Y 6 TUBOS POR CAMA



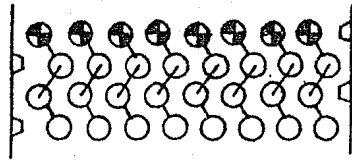
1 PASO Y 4 TUBOS POR  
CAMA



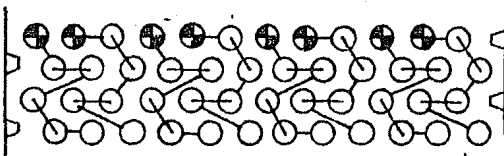
6 PASOS Y 6 TUBOS POR CAMA



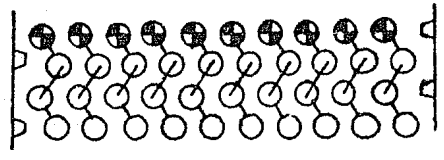
4 PASOS Y 8 TUBOS POR CAMA



8 PASOS Y 8 TUBOS POR CAMA



8 PASOS Y 12 TUBOS POR CAMA



10 PASOS Y 10 TUBOS POR CAMA

FIG. 36 TIPOS DE ARREGLOS DE ACUERDO AL NUMERO DE PASOS EN CONVECCION.

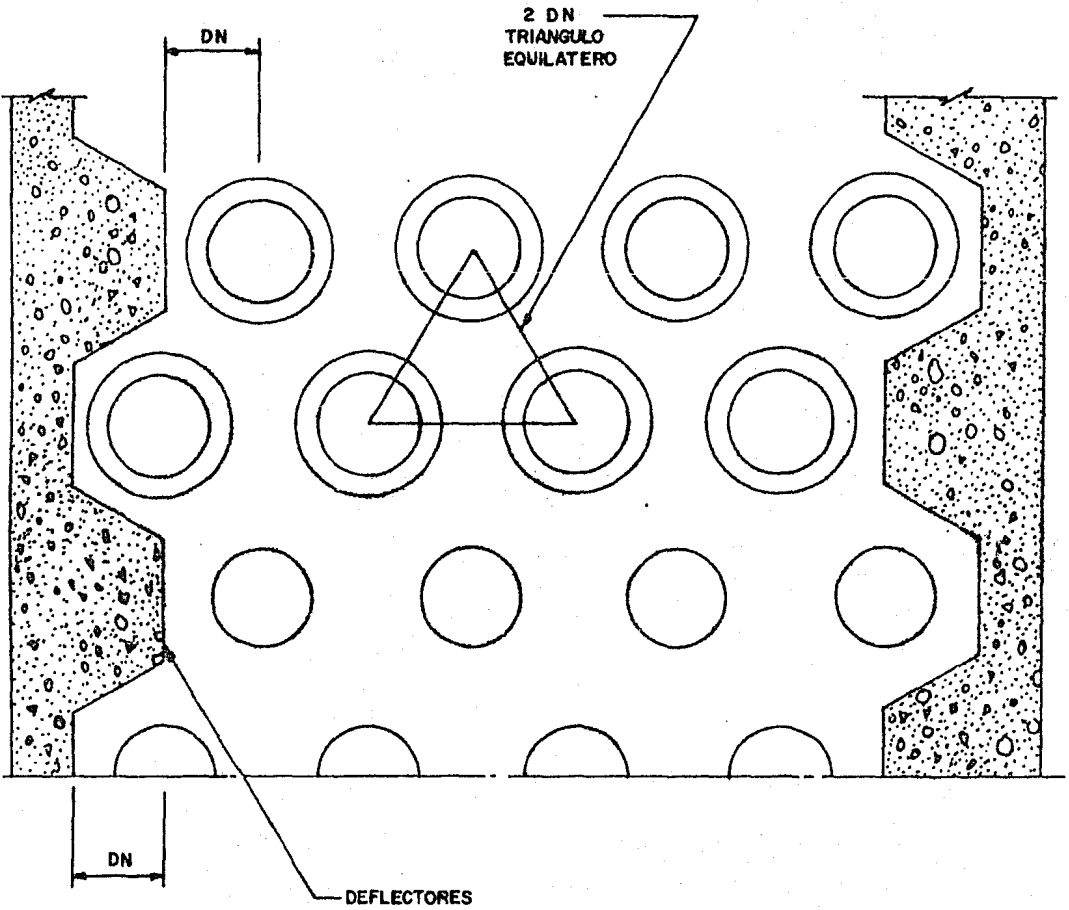


FIG. 39 DETALLE DE DEFLECTORES Y ARREGLO TRIANGULAR DE LA SECCION DE CONVECCION.

9) Longitud de los tubos del serpentín.

La longitud del tubo deberá aproximarse a medidas estándares comerciales (10 y 20 pies) para evitar desperdicio o fabricación especial.

Por otra parte la longitud máxima estará sujeta a las siguientes limitaciones:

a) Por mantenimiento del equipo y de acuerdo a su ubicación (si se encuentra entre equipos o en forma aislada) se considera que la longitud del tubo no exceda de 30 pies cuando se coloquen en forma vertical.

b) En el caso de hornos cuyos tubos sean colocados horizontalmente no es recomendable que su longitud exceda a los 50 pies porque es más económico hacerlos de dos celdas.

10) Espacio para colocación del equipo

En el caso de existir limitaciones de espacio para la colocación del equipo, es recomendable usar un horno cilíndrico con tubos verticales.

IV.3.3 CALCULOS DEL ARREGLO DEL HORNO

En los puntos siguientes se describen los cálculos para la determinación de la geometría del horno, así como la aplicación de criterios para su mejor arreglo.

A continuación se enlistan los datos necesarios para los cálculos.

- 1.-  $\eta$  tp: Eficiencia supuesta del horno (%).
- 2.- QAP : Calor absorbido por el fluido de proceso (BTU/h)
- 3.- QAS : Calor absorbido por el fluido de servicio (BTU/h)
- 4.- FLUXMP: Flux de calor máximo para el fluido de proceso (BTU/h pie<sup>2</sup>)

- 5.- Fluxms : Flux de calor máximo para el fluido de servicio (BTU/h pie<sup>2</sup>)
- 6.-  $\Delta PP$  : Caída de presión permisible para el fluido de proceso (psi)
- 7.-  $\Delta PS$  : Caída de presión permisible para el fluido de servicio (psi)
- 8.-  $G_m$  : Gasto másico del fluido de proceso (lb/h)
- 9.-  $G_{ms}$  : Gasto másico del fluido de servicio (lb/h)
- 10.-  $T_S$  : Temperatura de salida del fluido de proceso ( $^{\circ}F$ )
- 11.-  $T_{SS}$  : Temperatura de salida del fluido de servicio ( $^{\circ}F$ )
- 12.-  $T_E$  : Temperatura de entrada del fluido de proceso ( $^{\circ}F$ )
- 13.-  $T_{ES}$  : Temperatura de entrada del fluido de servicio ( $^{\circ}F$ )
- 14.-  $K_{FP}$  : Conductividad térmica del fluido de proceso a la temperatura promedio (BTU/h pie  $^{\circ}F$ )
- 15.-  $K_{FS}$  : Conductividad térmica del fluido de servicio a la temperatura promedio (BTU/h pie  $^{\circ}F$ )
- 16.-  $\mu_{FP}$  : Viscosidad absoluta del fluido de proceso a la temperatura promedio (lb/h pie)
- 17.-  $\mu_{FS}$  : Viscosidad absoluta del fluido de servicio a la temperatura promedio (lb/h pie)
- 18.-  $\mu_{WFP}$  : Viscosidad absoluta del fluido de proceso a la temperatura de pared del tubo (lb/h pie)
- 19.-  $C_{FP}$  : Calor específico del fluido de proceso a la temperatura promedio (BTU/lb  $^{\circ}F$ )
- 20.-  $C_{FS}$  : Calor específico del fluido de servicio a la temperatura promedio (BTU/lb  $^{\circ}F$ )
- 21.-  $S_g$  : Gravedad específica del combustible (En el caso de combustible gaseoso)

- 22.- %C : Por ciento en peso de carbón en el combustible
- 23.- %H<sub>2</sub> : Por ciento en peso de hidrógeno en el combustible
- 24.- %S<sub>2</sub> : Por ciento en peso de azufre en el combustible
- 25.- %O<sub>2</sub> : Por ciento en peso de oxígeno en el combustible
- 26.- PCI : Poder calorífico inferior del combustible (líq. BTU/lb y gaseoso BTU/pie<sup>3</sup>)
- 27.- %VAP : Por ciento en peso del vapor (Para el fluido de proceso y servicio)
- 28.- %SD : Por ciento de sobrediseño del horno
- 29.- F : Factor de ensuciamiento para el fluido de proceso y servicio ( h pie<sup>2</sup> °F/BTU)

#### IV.3.3.1 Cálculos de prediseño

La secuencia de cálculo para el prediseño del horno es la siguiente:

- 1) Se supone una eficiencia que estará de acuerdo al punto No. 4 - de los criterios de prediseño (IV.3.2)

$\eta_{TP}$ : Eficiencia supuesta del horno (%)

- 2) De acuerdo a la eficiencia supuesta, se obtiene la cantidad de calor liberada por el combustible de acuerdo a la fórmula (12\*):

$$Q_L = \frac{Q_A}{\eta_{TP}} \times 100$$

$Q_L$ : Calor liberado por el combustible (BTU/h)

$Q_A$ : Carga térmica del horno (BTU/h)

- 3) Por experiencia se sabe que en la sección de radiación se absorbe del 62 al 70% del calor absorbido por el fluido en el horno

o sea,

$$q_R = (0.62 \text{ a } 0.70) Q_A$$



$q_R$  = Calor absorbido por el fluido de proceso en la sección de --  
radiación (BTU/h)

4) Estimación de las pérdidas de calor por radiación

Debido a las altas temperaturas de operación de los hornos, --  
estos equipos presentan pérdidas de calor por las paredes ya -  
que por seguridad son diseñados para que la temperatura exte-  
rior del cuerpo del equipo no exceda los 200°F.

Los porcentajes de pérdidas que se han registrado en hornos - -  
industriales son:

Calentador rectangular-horizontal

Total.....3%  $\times Q_L$  ..... $q_p$

Radiación.....2%  $\times Q_L$  ..... $q_{pr}$

Convección.....1%  $\times Q_L$  ..... $q_{pc}$

Calentador cilíndrico-vertical

Total.....2.5%  $\times Q_L$  ..... $q_p$

Radiación.....1.5%  $\times Q_L$  ..... $q_{pr}$

Convección.....1 %  $\times Q_L$  ..... $q_{pc}$

$q_p$  : Pérdidas de calor total consideradas en el horno (BTU/h)

$q_{pr}$  : Pérdidas de calor por radiación consideradas en el horno  
(BTU/h)

$q_{pc}$  : Pérdidas de calor por convección consideradas en el horno  
(BTU/h)

5) Selección de Flux de calor promedio en la sección de radiación.

De acuerdo a lo expuesto en el capítulo de Generalidades, el Flux de calor es la cantidad de calor absorbida por unidad de área, que se selecciona inicialmente de acuerdo a los valores recomendados mostrados en la Tabla No. 8. Estos valores son función del fluido que se maneja y del servicio al que se destine el horno.

El Flux está dado por la ecuación:

$$\text{FLUX} = \frac{q_R}{A_R}$$

FLUX: Flux promedio en la sección de radiación (BTU/h pie<sup>2</sup>)

$A_R$  : Area de transferencia de calor perteneciente a la sección de radiación.

6) Número de pasos, diámetro de tubos y número de celdas.

a) Area de radiación.

El área necesaria en la sección de radiación, la cual absorberá el calor correspondiente a dicha sección, se determina por medio de la ecuación:

$$A_R = \frac{q_R}{\text{FLUX}}$$

b) Diámetro nominal del serpentín.

El diámetro nominal se obtiene de una selección basada en la experiencia; los diámetros más usuales son de 4 pulgadas (10.16 cm) y de 6 pulgadas (15.24 cm) de Cédula 40.

DN

DN : Diámetro nominal del tubo del serpentín (pulgadas).

T A B L A N O. 8

Valores típicos recomendados de fluxes en la sección de radiación (Tubos espaciados dos diámetros nominales teniendo una pared de - refractario tras ellos)

S E R V I C I O	VALOR DE FLUX PROMEDIO BTU/h pie <sup>2</sup>
Calentador atmosférico de crudo	10 000 - 14 000
Calentador al vacío de crudo	8 000 - 10 000
Rehervidores (En general)	10 000 - 12 000
Hornos de aceite térmico en circuito cerrado	8 000 - 10 000
Horno descarga al reformador catalítico y servicio de recalentamiento	7 500 - 12 000
Horno de coquización	10 000 - 11 000
Rompedores de viscosidad-sección de calentamiento	9 000 - 10 000
Rompedores de viscosidad-sección de reacción	6 000 - 7 000
Sobrecalentadores de vapor	9 000 - 13 000
Hornos de Planta Tratadora de Hidrocarburos	10 000
Hornos de carga al reactor de la Planta Catalítica	10 000 - 11 000
Hornos de Planta Reductora de aceites lubricantes	7 500 - 8 500

c) Area unitaria

El área unitaria externa por unidad de longitud depende del diámetro seleccionado en el inciso anterior, y su valor se obtiene de la -- Table No. 9.

$$A_U$$

$A_U$  : Area externa por unidad de longitud (pie<sup>2</sup>/pie long.)

d) Número de pasos

El número de pasos representa el número de corrientes en las que va a ser dividido el flujo dentro del serpentín del horno. El número de pasos determinará la caída de presión del flujo, además de contribuir en la mejor distribución de calor. Para su determinación se recomienda seguir los puntos siguientes:

I) Conociendo el gasto másico del fluido de proceso (De la Hoja de datos de proceso)

$$G_m$$

$G_m$ : Gasto másico del fluido de proceso (lb/h)

II) Se toma un número de pasos arbitrario

No. de Pasos

III) Se obtiene la masa velocidad del fluido


$$G = \frac{G_m}{3600 \times \text{No. de pasos} \times A}$$

$$A = \left( \frac{DI}{12} \right)^2 \times \frac{\pi}{4}$$

$G$  : Masa velocidad del fluido (lb/pie<sup>2</sup> seg.)

$A$  : Area de paso del fluido (pie<sup>2</sup>)

TABLA No. 9 DATOS DE TUBERIA COMERCIAL

DN DIAM. NOMINAL PULG.	DEX DIAM. EXTERIOR PULG.	CEDULA	ESPEJOR PARED PULG.	AU AREA UNIT. PIE <sup>2</sup> /PEXT.	DBENT 
3	3.500	40 S	0.216	0.916	5.500
		80 X	0.300	0.916	
		160	0.438	0.916	
		XX	0.600	0.916	
3 1/2	4.000	40 S	0.226	1.047	6.250
		80 X	0.318	1.047	
4	4.500	40 S	0.237	1.178	7.750
		80 X	0.337	1.178	
		120	0.438	1.178	
		160	0.531	1.178	
		XX	0.674	1.178	
6	6.625	40 S	0.280	1.734	9.3125
		80 X	0.432	1.734	
		120	0.562	1.734	
		160	0.718	1.734	
		XX	0.864	1.734	

Se compara el valor obtenido de masa velocidad (G) con el rango -  
recomendado de masa velocidad que se encuentra en la Tabla No. 10, si  
la G calculada se encuentra fuera del rango, se tomará un número de --  
pasos diferente repitiéndose el inciso anterior.

e) Cálculo del número de tubos

Horno tipo caja  
(horizontal)

Horno cilíndrico  
(vertical)

$$N_{TT} = \sqrt{\frac{AR}{AU \times DCC}}$$

$$N_{TT} = 1.253 \times \sqrt{\frac{AR}{AU \times DCC}}$$

$N_{TT}$ : Número de tubos en la sección de radiación.

(este número se redondea al número inmediato superior múltiplo del  
número de pasos).

DCC: Distancia centro a centro de tubos, igua a  $2 \times DN$  (pie)

f) Número de tubos por paso

$$N_{TP} = \frac{N_{TT}}{\text{No. de pasos}}$$

$N_{TP}$ : Número de tubos por paso

g) Longitud efectiva de los tubos

Horno tipo caja

Horno cilíndrico

a) Retornos por fuera

a) Retornos por fuera

$$LTE = \frac{AR}{N_{TT} \times AU}$$

$$LTE = \frac{AR}{N_{TT} \times AU}$$

T A B L A N O. 10

MASA - VELOCIDAD DE FLUJO RECOMENDADOS

S E R V I C I O	MASA-VELOCIDAD DE FLUJO lb/s pie <sup>2</sup>
Calentador atmosférico de crudo	175 - 200
Calentador al vacío de crudo	60 - 100
Rehervidores (En general)	150 - 250
Calentadores de aceite térmico en circuito cerrado	350 - 450
Calentador de carga al reformador catalítico y servicio de recalentamiento	45 - 70
Hornos de coquización	350 - 450
Hornos de la planta tratadora de Hidrocarburos	150 - 200
Sobrecalentadores de vapor	30 - 75
Secciones para generación de vapor	100 - 150
Hornos de carga al reactor de la planta catalítica	300 - 400

LT<sub>E</sub>: Longitud efectiva de tubos (pie)

Cuando los retornos van por fuera, la longitud efectiva de los -- tubos es igual a la longitud de la sección de radiación en el caso de Hornos tipo caja.

b) Retornos por dentro del cuerpo del horno

$$L T = \frac{AR}{N_{TT} \times AU} - 1.5$$

LT: Longitud recta de tubos (pie)

La longitud de la sección de radiación es:

$$LR = LT + 2.0 \times UBEND +$$

$$\frac{LT (CEL)}{12.0} + 2.0$$

b) Retornos por dentro del cuerpo del horno

$$L T = \frac{AR}{N_{TT} \times AU} - 1.5$$

LT: Longitud recta de -- tubos (pie)

La longitud de la sección de radiación es:

$$LR = LT + 2.0 \times UBEND +$$

$$\frac{LT (CEL)}{12.0} + 1.0$$

LR: Longitud de la sección de radiación (pie)

CEL: Coeficiente de expansión lineal a la temperatura promedio del tubo (pulg/100 pies) Tabla No. 11

UBEND: Altura del retorno (pies) Tabla No. 9

Debido a que los tramos de tubo comerciales son de 10 a 20 pies, se recomienda que la longitud del tubo a utilizar sea lo más cercana a la suma de éstas cantidades con el fin de evitar desperdicio de tubería.

h) Se obtiene la temperatura promedio de la pared del tubo (16\* )

a) Temperatura en el puente

$$TP = TS - (0.62 \text{ a } 0.7) \times (TS - TE)$$



TABLA NO. 11 EXPANSION TERMICA\*

EXPANSION TERMICA  
Expansión Térmica lineal entre 70°F y la temperatura indicada, pulg/100 pies

Temp. °F	M A T E R I A L									
	Acero al Carbón Carbón- molibdeno Baja cromo	5 Cr Mo 9 Cr Mo	Acero Inoxida- ble Austén- ticio	12 Cr 17 Cr 27 Cr	25 Cr 20 Ni	Konai 67 Ni 30 Cu	Niquel 3V2	Aluminio	Gray Cast Iron	Bronce
-200	-1.71	-1.62	-2.73	-1.46		-2.02	-1.76	-3.44		-2.78
-175	-1.58	-1.50	-2.50	-1.35		-1.90	-1.62	-3.16		-2.54
-150	-1.45	-1.37	-2.27	-1.24		-1.79	-1.48	-2.88		-2.31
-125	-1.30	-1.23	-2.01	-1.11		-1.59	-1.33	-2.57		-2.06
-100	-1.15	-1.08	-1.75	-0.98		-1.38	-1.17	-2.27		-1.81
-75	-1.00	-0.94	-1.50	-0.85		-1.18	-1.01	-1.97		-1.56
-50	-0.84	-0.79	-1.24	-0.72		-0.98	-0.84	-1.67		-1.32
-25	-0.68	-0.63	-0.98	-0.57		-0.77	-0.67	-1.32		-1.25
0	-0.49	-0.46	-0.72	-0.42		-0.57	-0.50	-0.97		-0.77
25	-0.32	-0.30	-0.46	-0.27		-0.37	-0.32	-0.63		-0.49
50	-0.14	-0.13	-0.21	-0.12		-0.20	-0.15	-0.28		-0.22
70	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
100	0.23	0.22	0.34	0.20	0.32	0.28	0.23	0.46	0.21	0.36
125	0.42	0.40	0.62	0.36	0.58	0.52	0.42	0.85	0.38	0.66
150	0.61	0.58	0.90	0.53	0.84	0.75	0.61	1.23	0.53	0.96
200	0.99	0.94	1.46	0.86	1.37	1.22	1.01	2.00	0.90	1.56
250	1.40	1.33	2.03	1.21	1.91	1.71	1.42	2.83	1.27	2.17
300	1.82	1.71	2.61	1.56	2.45	2.21	1.84	3.67	1.64	2.79
350	2.26	2.10	3.20	1.93	2.99	2.68	2.26	4.52	2.03	3.42
400	2.70	2.50	3.80	2.30	3.53	3.25	2.69	5.39	2.42	4.05
425	2.93	2.72	4.10	2.50	3.80	3.52	2.91	5.83	2.62	4.37
450	3.16	2.93	4.41	2.69	4.07	3.79	3.13	6.28	2.83	4.69
475	3.39	3.14	4.71	2.89	4.34	4.06	3.35	6.72	3.03	5.01
500	3.62	3.35	5.01	3.08	4.61	4.33	3.58	7.17	3.24	5.33
525	3.86	3.58	5.31	3.28	4.88	4.61	3.81	7.63	3.46	5.65
550	4.11	3.80	5.62	3.49	5.15	4.90	4.04	8.10	3.67	5.98
575	4.35	4.02	5.93	3.69	5.42	5.18	4.27	8.56	3.89	6.31
600	4.60	4.24	6.24	3.90	5.69	5.46	4.50	9.03	4.11	6.64
625	4.86	4.47	6.55	4.10	5.96	5.75	4.74		4.34	6.96
650	5.11	4.69	6.87	4.31	6.23	6.05	4.98		4.57	7.29
675	5.37	4.92	7.18	4.52	6.50	6.34	5.22		4.80	7.62
700	5.63	5.14	7.50	4.73	6.77	6.64	5.46		5.03	7.95
725	5.90	5.38	7.82	4.94	7.04	6.94	5.70		5.26	8.28
750	6.16	5.62	8.15	5.16	7.31	7.25	5.94		5.50	8.62
775	6.43	5.86	8.47	5.38	7.58	7.55	6.18		5.74	8.96
800	6.70	6.10	8.80	5.60	7.85	7.85	6.43		5.98	9.30
825	6.97	6.34	9.13	5.82	8.15	8.16	6.68		6.22	9.64
850	7.25	6.59	9.46	6.05	8.45	8.48	6.93		6.47	9.99
900	7.81	7.07	10.12	6.49	9.05	9.12	7.43		6.97	10.68

\* Los datos de ésta tabla son tomados del American Standard Code para tubería a presión.

TP: Temperatura en el puente ( $^{\circ}\text{F}$ )

TS: Temperatura de salida del fluido de proceso ( $^{\circ}\text{F}$ )

Tf: Temperatura de entrada del fluido de proceso ( $^{\circ}\text{F}$ )

b) Temperatura promedio del fluido de proceso

$$T_f = \frac{TP + TS}{2}$$

TP: Temperatura promedio del fluido de proceso ( $^{\circ}\text{F}$ )

c) Temperatura promedio de pared del tubo del serpentín de radiación.

Se puede calcular por las siguientes ecuaciones, siendo más exacta la segunda ecuación.

$$TPP = T_f + 100^{\circ}\text{F}$$

$$TPP = T_f + \frac{q_R}{AR \times h_i}$$

TPP: Temperatura promedio de la pared del tubo ( $^{\circ}\text{F}$ )

$h_i$ : Coeficiente de película interna (BTU/h pie $^2$   $^{\circ}\text{F}$ ) (27\*)

No. de Reynolds 10 000 (Líquida)

$$h_i = 0.027 \frac{k_{FP}}{DI} \left( \frac{DI \cdot G_m}{\mu_{FP}} \right)^{0.8} \left( \frac{\mu_{FP} C_{FP}}{k_{FP}} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu_{FP}}{\mu_{WFP}} \right)^{0.14}$$

No. de Reynolds 2 100 (Líquida)

$$h_i = 1.86 \frac{k_{FP}}{DI} \left[ \left( \frac{DI \cdot G_m}{\mu_{FP}} \right) \left( \frac{\mu_{FP} C_{FP}}{k_{FP}} \right) \frac{DI}{L} \right]^{1/3} \frac{\mu_{FP}}{\mu_{WFP}}^{0.14}$$

\* bibliografía

$$\text{No. de Reynolds} = 5000 \quad (\text{gas})$$

$$hi = 0.0234 \frac{k_{FP}}{DI} \left( \frac{DI \cdot G_m}{\mu_{FP}} \right)^{0.8} \left( \frac{C_{FP}}{k_{FP}} \right)^{0.4} \left( \frac{\mu_{FP}}{\mu_{WFP}} \right)^{0.14}$$

$k_{FP}$ : Conductividad térmica del fluido de proceso a la temperatura promedio (BTU/h pie <sup>-1</sup>F)

DI: Diámetro interno del tubo (pie)

$G_m$ : Gasto másico del fluido de proceso por unidad de área - - (lb/h pie<sup>2</sup>)

$\mu_{FP}$ : Viscosidad absoluta del fluido de proceso a la temperatura promedio (lb/h pie)

$\mu_{WFP}$ : Viscosidad absoluta del fluido de proceso a la temperatura de pared del tubo (lb/h pie)

$C_{FP}$ : Calor específico del fluido a la temperatura promedio - - (BTU/lb <sup>-1</sup>F)

### 1) Selección del tipo de material del serpentín

Para la selección del material del serpentín, se toma en cuenta - principalmente la temperatura de operación del equipo en el cual será instalado. A continuación se proporciona una tabla que ayudará en la selección del material del tubo del serpentín.

Material	Temperatura máxima soportada
Acero al carbono	842 <sup>o</sup> F
Acero C 1/2 % Mn.	932 <sup>o</sup> F
1 - 2 % Cr, 1/2 % Mn.	1 022 <sup>o</sup> F
5 % Cr	1 076 <sup>o</sup> F

Material	Temperatura máxima soportada
Aleación 9 - 12 % Cr	1 400 <sup>o</sup> F
18 % Cr + 8 % Grupos de Ni	1 472 - 1 598 <sup>o</sup> F
25 % Cr + 12% 1 20% Ni	1 994 <sup>o</sup> F
20 - 24 % Cr + 30 - 34 % Ni	2 012 <sup>o</sup> F
50 % Cr + 50 % Ni	2 012 <sup>o</sup> F

j) Se calcula el coeficiente de expansión lineal a la temperatura promedio del tubo utilizando para ello la Tabla No. 11

CEL

CEL: Coeficiente de expansión lineal (pulg./100 pies)

k) Cálculo de las dimensiones del horno (hogar)

Horno tipo caja

Horno cilíndrico

a) Cálculo del ancho de la sección de radiación

a) Cálculo del diámetro de la sección de radiación

$$\text{ANCHO} = \frac{\text{LR}}{\text{Relación LR/Ancho}}$$

$$\text{CCTUB} = \frac{\text{DCC}}{\text{Sen} \frac{360^\circ}{\text{NTT} \times 2}}$$

Redondearla (0.25, 0.5, 0.75)

CCTUB: Distancia de centro a centro de tubos (pies)

Ancho: Ancho de la sección de radiación (pies)

Relación LR/Ancho = 3 a 4.5

El diámetro de la sección de radiación se calcula por medio de -

La distancia centro a centro de tubos será:

la siguiente ecuación:

$$\text{CCTUB} = \text{ANCHO} - 3 \text{ DN}$$

$$\text{DIAM} = \text{CCTUB} + 3 \text{ DN}$$

CCTUB: Distancia centro a centro de tubos (pies)

DIAM: Diámetro de la sección de radiación (pies)

b) Cálculo del ancho de la sección de convección

b) Cálculo del ancho de la sección de convección.

De la sección de convección, se toma el número de tubos que quepan en el ancho de la sección de radiación y se disminuye al inmediata múltiplo del número de pasos o de acuerdo al arreglo encontrado.

$$CONV = (\text{No. de tubos por hilera}) \times DCC + DN$$

CONV: Ancho de la sección de convección (pies) ( 12 )

No. de tubos por hilera: Se determina de acuerdo al arreglo seleccionado y que dependerá del número de pasos - - (Figura 3B).

La longitud de los tubos de la sección de convección será igual o menor a las de la sección de radiación. *para hornos tipo caja*

c) Cálculo de la altura de la sección de radiación, tubos en el hombro

c) Cálculo de la altura de la sección de convección.

$$HDM = \frac{ANCHO - CONV}{1.414}$$

$$LTC = 2.0 \times \sqrt{\left(\frac{DIAM}{2}\right)^2 - \left(\frac{CONV}{2}\right)^2}$$

HDM: Distancia del hombro (pies)

LTC: Longitud de la sección de convección (pies)

$$TH = \frac{HDM}{DCC} + 1$$

d) Verificación de relaciones.

TH: Número de tubos en el hombro (incluyendo el de la esquina)

$$\frac{DIAM}{DIAM} = 1$$

$$\frac{LR}{DIAM} \cong 2$$

d) Número de tubos por pared verticalmente.

Si la relación se cumple se continúa con el siguiente punto, si no se cumple se propone un nuevo --

$$NTV = \frac{N_{TT}}{2.0} - TH$$

NTV: Número de tubos por pared vertical.

$$ALT1 = NTV \times DCC + 1.0 + ALT$$

$$ALT = 0.62 \times DN$$

ALT1: Distancia ocupada por los tubos en la pared vertical (pies)

ALT: Distancia por el cambio de dirección en el hombro (pies)

$$ALT\ 2 = \frac{ANCHO - CONV}{2.0}$$

ALT2= Altura vertical del hombro (pies)

$$ALTP = ALT1 + \frac{ALT2}{2.0}$$

ALTP= Altura promedio real de la sección de radiación (pies)

e) Verificación de relaciones.

Las dimensiones deberán quedar dentro de las relaciones siguientes:

$$ANCHO / ANCHO = 1$$

$$ALTURA / ANCHO \leq 2$$

$$LR / ANCHO \leq 3 \text{ a } 4.5$$

arregla regresando al punto 5 (e).

e) Se procede a la evaluación - - térmica. (La secuencia de cálculo se encuentra en el Apéndice "A")

Si la relación se cumple se continúa con el siguiente punto, si no se cumple, se propone un nuevo arreglo regresando al punto 5 ( e ) .

f) Se procede a la evaluación térmica.

#### Apéndice "A"

#### IV.3.3.2 Cálculos de Diseño y Evaluación Térmica

a) Evaluación térmica de la sección de radiación.

A continuación se presenta la secuencia para la determinación térmica y dimensional correspondiente a la sección de radiación de un horno tubular. Dicha secuencia se basa en un método iterativo para el cálculo de la temperatura de salida de los gases de combustión para -- cuya determinación se proporcionan las siguientes recomendaciones:

Si el flux tomado inicialmente resulta menor que el calculado, se deberá aumentar el área de radiación aumentando un tubo por paso sucesivamente hasta la convergencia deseada.

Si el flux calculado resulta mayor que el tomado inicialmente, se deberá disminuir el área de radiación quitando 1 tubo por paso sucesivamente hasta la convergencia deseada.

La convergencia se logra cuando los dos fluxes (calculado y tomado inicialmente) son cercanos o iguales y, además, que el calor absorbido en radiación se encuentre entre 0.62 y 0.7 del calor absorbido -- total.

Cuando para los calentadores tipo caja (horizontal), no se pueda alcanzar la convergencia variando solo la altura (disminuyendo o aumentando tubos), se deberá cambiar el largo y/o el ancho del hogar de acuerdo a lo que se haya calculado.

1) Area de radiación

Horno tipo caja

$$\text{APR} = 2.0 \times (\text{ANCHO} \times \text{ALTP} + \text{ALTP} \times \text{LR}) + 1.4 \times \text{ANCHO} \times \text{LR}$$

APR: Area de las paredes de la sección de radiación (pie<sup>2</sup>)

Horno cilíndrico

$$\text{APR} = 3.14 \times [\text{DIAM} \times \text{LR} + (\text{DIAM})^2]$$

APR : Area de las paredes de la sección de radiación (pie<sup>2</sup>)

2) Volúmen de la cámara de radiación

$$\text{VCR} = \text{ANCHO} \times \text{LR} \times \text{ALTP}$$

VCR: Volúmen de la sección de radiación (pie<sup>3</sup>)

$$\text{VCR} = 0.785 (\text{DIAM})^2 \times \text{LR}$$

VCR: Volúmen de la sección de radiación (pie<sup>3</sup>)

3) Longitud media del haz radiante.

$$L = 3.6 \frac{\text{VCR}}{\text{APR}}$$

L: Longitud media del haz radiante (pies) ( 26\* )

4) Relación de espaciamiento entre tubos.

$$\frac{\text{DCC}}{\text{DEX}}$$

DEX: Diámetro externo de tubos (pies)

\* bibliografía



### 5) Factor de corrección.

Se obtiene un factor de eficiencia de absorción para corregir el área real de transferencia de calor por los tubos puesto que solo una parte de la radiación emitida por los gases de combustión será absorbida por los tubos ya que cierta cantidad de calor pasará por el espacio existente entre los tubos rebotando en la pared del refractario. Los tubos absorberán parte de la rerrradiación y el resto pasará a través de ellos. El valor del factor de arreglo es función de la colocación de los tubos y del espaciamiento existente entre ellos.

$\alpha$  : Factor de corrección por eficiencia de absorción calorífica. Se obtiene de la Figura 40.

Los valores leídos en la Figura 40 sólo son válidos para un espaciamiento entre el centro del tubo y la pared del refractario del 1.5 veces el diámetro exterior. Para los tubos escudo, el factor de eficiencia de absorción se toma igual a 1 ya que el efecto de transferencia de calor por convección es alto compensando así, la radiación que no regresa a los tubos escudo.

### 6) Area de plano frío equivalente

Dicha área representa un plano negro ideal que tiene la misma capacidad de absorción que el banco de tubos considerado ( 26\* ).

$$A_{cp} = LTE \times DCC \times N_{TT} \times \alpha$$

$A_{cp}$ : Area de plano frío equivalente (pies<sup>2</sup>)

### 7) Presión parcial de los gases de combustión

Como los componentes H<sub>2</sub>O, CO<sub>2</sub> y SO<sub>2</sub> en los gases de combustión y sus moléculas determinan la cantidad de calor radiactivo existente en el horno, la cantidad de calor radiado será función del número, tempe-

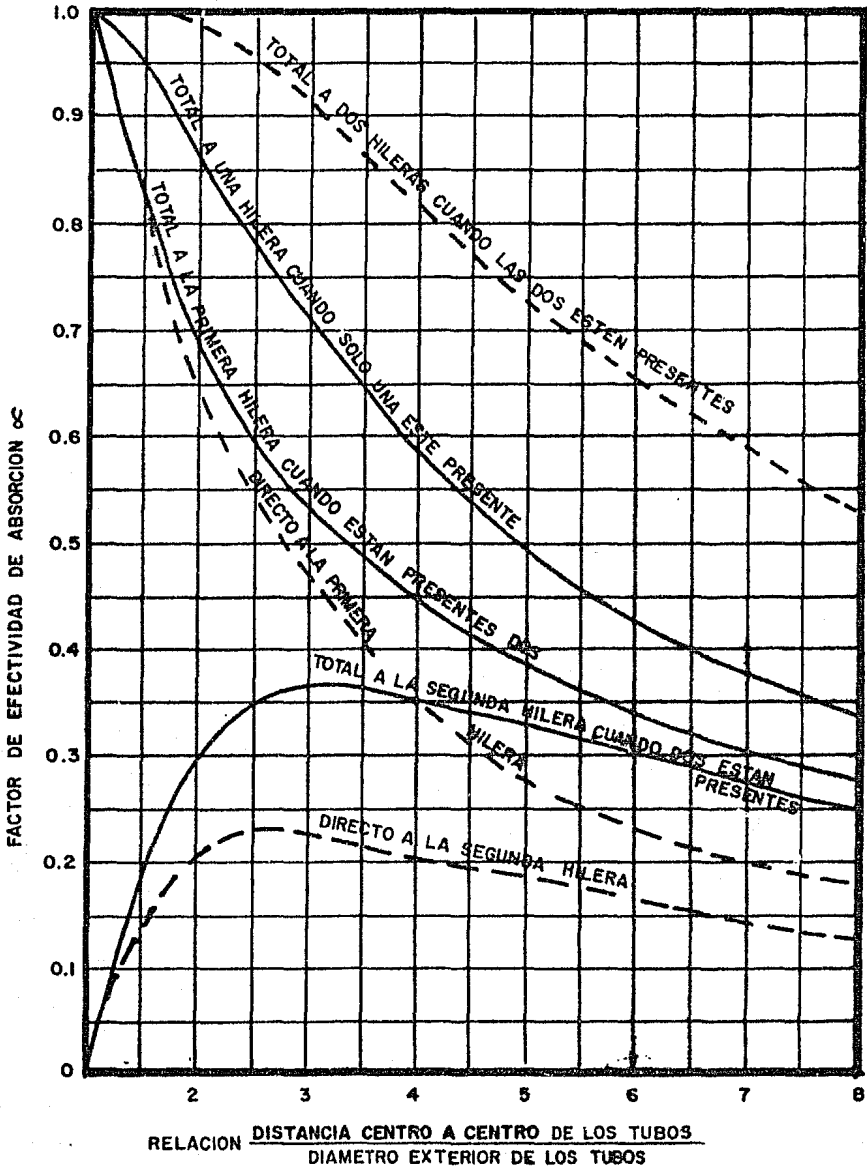


FIG. 40 RADIACION ENTRE UN PLANO RADIANTE Y UNA O MAS HILERAS DE TUBOS PARALELA AL PLANO.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO		
ENEP	TESIS	1984
ZARAGOZA	PROFESIONAL	
BLANCA I. VAZQUEZ MARTINEZ		

ratura de los gases y superficie de transferencia. Una medida del número de moléculas presentes es la presión parcial; de aquí la importancia de la determinación de la presión parcial de los gases de combustión.

De la Figura No. 41 se obtiene la presión parcial del  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$ , constituyentes de los gases de combustión, cuya cantidad depende del porcentaje de exceso de aire.

P

P: Presión parcial de los gases de combustión (atm)

8) Producto de presión por longitud

El producto de la presión por longitud, es considerada como una medida del número de moléculas dentro de la cámara de radiación.

$$PL = P \times L$$

PL: Producto de presión parcial de los gases de combustión por la longitud de la cámara de radiación (atm x pie)

P : Presión parcial de los gases de combustión  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$  (atm)

L : Longitud promedio de la cámara de radiación (pies)

Otra de las consideraciones que se hacen con el fin de simplificar los cálculos, es que la temperatura de la pared del tubo tiene un efecto mínimo, por lo que la emisividad de los gases de combustión puede determinarse como un efecto del producto  $P \times L$  y la temperatura del gas de combustión.

9) Se supone una temperatura de los gases de combustión a la salida de la cámara de radiación.

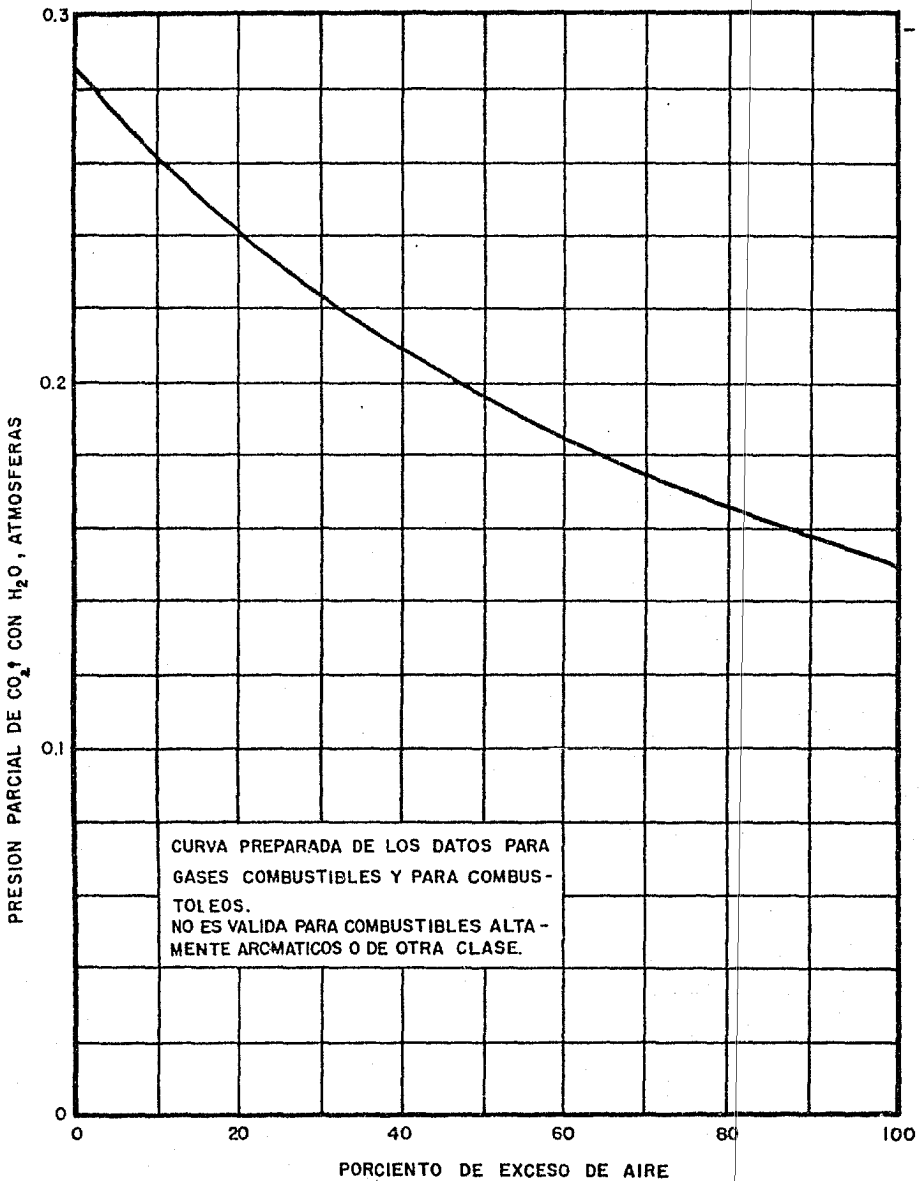


FIG. 41 PRESION PARCIAL DEL CO<sub>2</sub> Y H<sub>2</sub>O EN EL GAS DE COMBUSTION.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO		
ENEP ZARAGOZA	TESIS PROFESIONAL	1984
BLANCA I. VAZQUEZ MARTINEZ		

TGR

TGR: Temperatura promedio de los gases de combustión en el hogar

(°F)

10) Se obtiene la emisividad de los gases de combustión.

Como se mencionó anteriormente, la emisividad es una función del número de moléculas y de la temperatura de la cámara de radiación, se obtiene utilizando la Figura 42.

$\epsilon$

$\epsilon$ : Emisividad de los gases de combustión.

11) Area de rerradiación.

La cual representa la superficie que dejará pasar libremente el calor transferido sin absorberlo que al chocar con la pared del refractario será rerradiado a los tubos del serpentín.

$$ARR = APR - \alpha A_{cp}$$

ARR: Area de rerradiación (pies<sup>2</sup>)

12) Area de rerradiación entre el área de plano frío equivalente.

$$\frac{ARR}{\alpha A_{cp}}$$

13) Factor de intercambio

El factor de intercambio de calor radiante representa la fracción de calor liberado que es absorbido por el área de plano frío equivalente. Este factor depende de la cantidad de rerradiación proveniente de las paredes refractarias que choca contra el banco de tubos, se obtiene de la Figura 43.

F

F: Factor de intercambio.

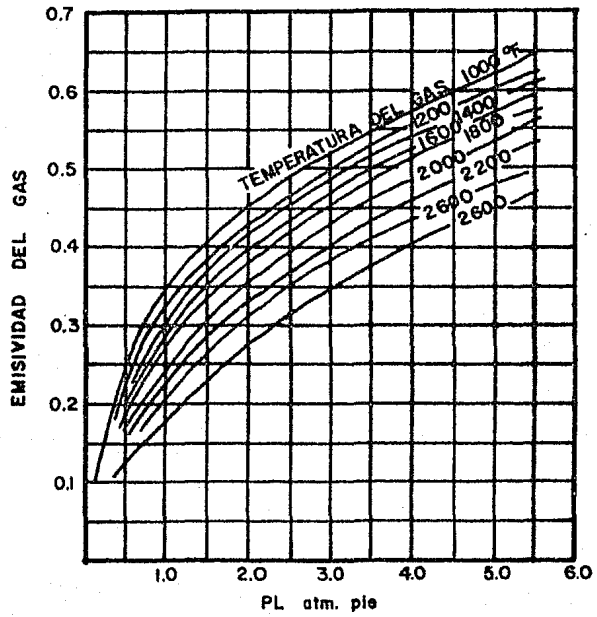


FIG. 42 EMISIVIDAD DEL GAS

UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTONOMA DE MEXICO

ENEP TESIS 1984  
ZARAGOZA. PROFESIONAL

BLANCA I. VAZQUEZ MARTINEZ

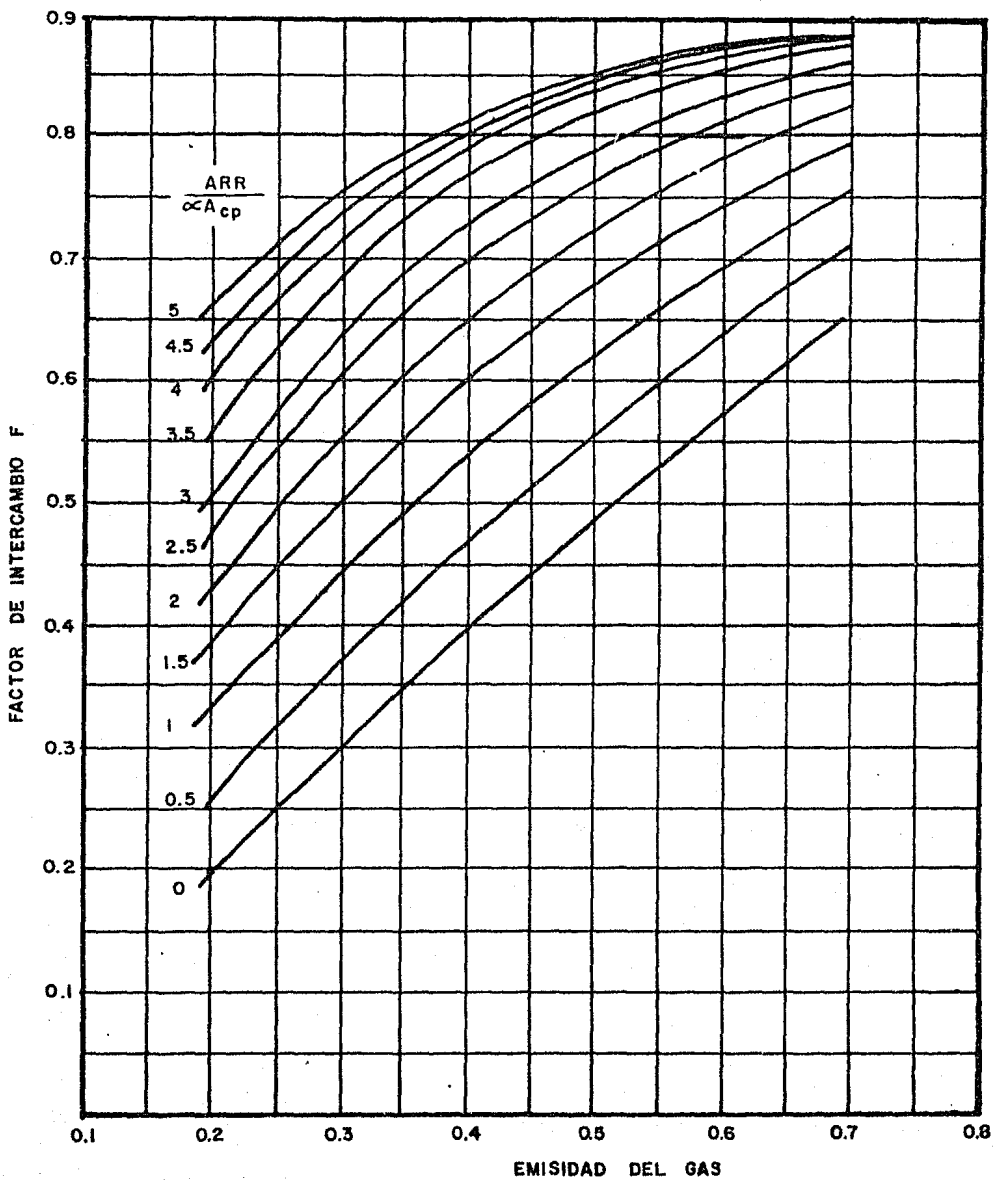


FIG. 43 FACTOR DE INTERCAMBIO

14) Resolución del Balance de Energía

a) Se obtiene la relación ( 16' ),

$$\frac{q_R}{\propto A_{cp} \times F}$$

b) Con la TGR supuesta y  $q_R$  encontramos un punto en la Figura 44.

c) Se supone otra temperatura de TGR<sub>2</sub> y se obtiene de la Figura 45.

$$\frac{QPG}{QL}$$

Y con el coeficiente del calor perdido por radiación en el hogar,

$$\frac{q_{pr}}{QL}$$

se obtiene la cantidad de calor absorbida en el hogar ( 16 ).

$$q_R = \left( 1 - \frac{QPG}{QL} - \frac{q_{pr}}{QL} \right) QL$$

QPG: Cantidad de calor que se llevan los gases de combustión y --  
que no ha sido absorbido por el fluido de proceso en el hogar.

d) Con la nueva TGR<sub>2</sub> supuesta, se obtiene la emisividad correspondiente de los gases de combustión a esa temperatura (Figura 42).

$$\xi_2$$

e) Con  $\xi_2$  se obtiene su correspondiente factor de intercambio -  
de calor radiante (Figura 43).

$$F_2$$

f) Se obtiene la relación ( 16 ),

$$\frac{q_R}{\propto A_{cp} \times F}$$



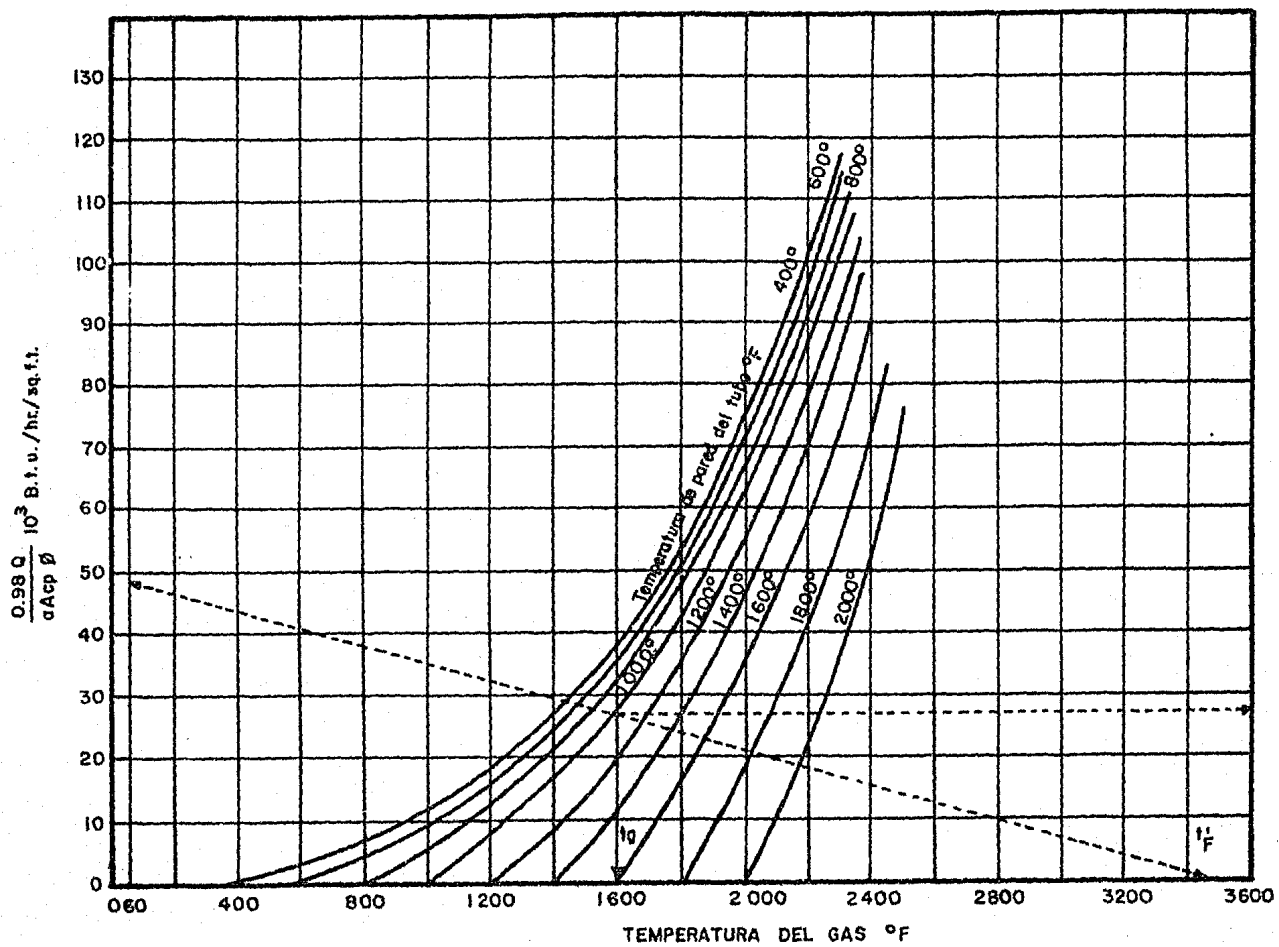


FIG. 44 ABSORCION DE CALOR TOTAL EN LA SECCION RADIANTE.

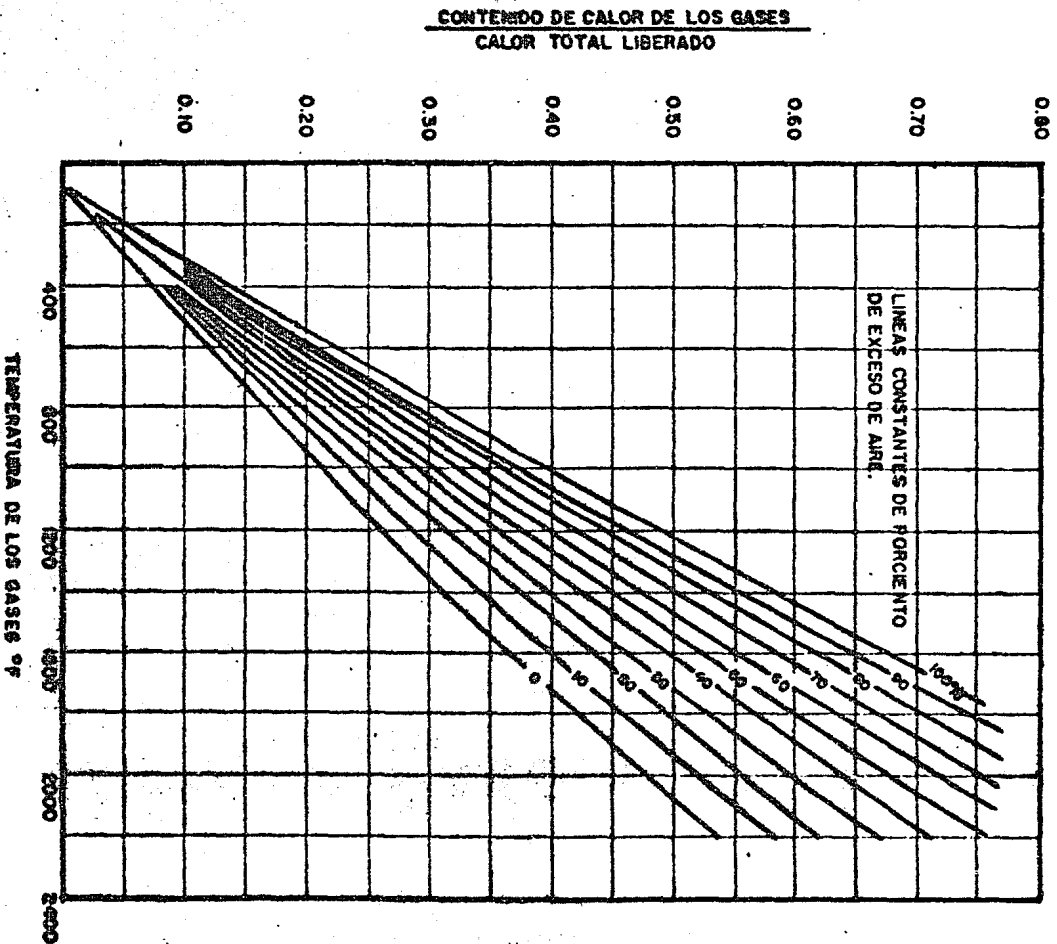


FIGURA 45 CONTENIDO DE CALOR EN LOS GASES DE COMBUSTION.

g) Con este valor y la nueva temperatura supuesta de los gases de combustión, se encuentra otro punto en la Figura 44.

h) Se procede a unir estos dos puntos encontrados en la Figura 44 con una línea recta que cruce las líneas de la temperatura promedio de la pared del tubo. En el cruce con la TPP calculada, se baja verticalmente y se encuentra la temperatura real de los gases de combustión.

$$TGR_R$$

i) Con el valor de  $TGR_R$  se obtiene de la Figura 45 la relación

$$\left( \frac{QPS}{QL} \right)_R$$

En el caso de que TGR supuesta sea diferente ( $\pm 50^\circ F$ ) con  $TGR_R$ ; se deberá suponer otra temperatura y repetir los cálculos de los puntos 9 a 14 de esta sección.

j) Una vez obtenido  $TGR_R$  (por lo tanto  $q_R$  real) se procede a -- obtener el flux real

$$FLUX REAL = \frac{q_R \text{ Real}}{AR}$$

que se compara con el flux recomendado; si el flux obtenido -- esta fuera del rango recomendado, se modificará el dimensionamiento de la cámara de radiación.

b) Evaluación térmica de la sección de convección.

Los métodos empleados para los cálculos térmicos de la sección de convección son similares a los empleados en cambiadores de calor de -- flujo cruzado.

Por lo general, la sección de convección consta de dos a tres hileras de tubos lisos (escudos o desnudos) y de dos a diez hileras de tubos de superficie extendida. El número de hileras lo determina la cantidad de calor que deba absorberse.

El banco de tubos lisos se localiza en la parte inferior de la sección de convección inmediatamente después de la sección de radiación, en tanto que el banco de tubos de superficie extendida (aletados o birlados) se localiza entre el banco de tubos lisos y la chimenea (donde la radiación proveniente del hogar es mínima ya que las altas temperaturas afectan la superficie extendida de los tubos).

El objetivo de la sección de convección del horno es el de recuperar el calor residual de los gases de combustión por lo que la disposición del arreglo de tubos debe ser tal que provoque el mayor contacto entre los tubos de transferencia y los gases de combustión. Además de evitar corrientes parásitas se obtienen masas velocidades altas y turbulencias en el gas.

Con el fin de obtener una buena transferencia de calor por convección, la colocación de los tubos se efectúa generalmente considerando una separación de dos veces el diámetro nominal del tubo colocados en forma alternada y formando triángulos equiláteros con un espaciamiento entre la pared y el tubo igual al diámetro nominal, preservando esta distancia con deflectores.

La secuencia de cálculo para la sección de convección es la siguiente:

15) Ancho de la sección de convección.

$$CONV = (\text{No. de tubos/hilera}) \times DEC + DN/12$$

CONV: Ancho de convección (pies)

DN : Diámetro nominal (pies)

16) Balance térmico en la sección de convección.

En esta sección es importante conocer el estado físico en que se encuentra el fluido de proceso y el de servicio para la determinación de las propiedades físicas y evitar que pueda existir un flasheo del fluido.

$$T_{PROM} = \frac{T_E + T_S}{2}$$

$T_{PROM}$ : Temperatura promedio del fluido considerado (servicio o -- proceso) ( $^{\circ}F$ )

$T_E$  : Temperatura de entrada del fluido considerado (proceso o - servicio) en el banco de tubos a determinar, ( $^{\circ}F$ )

$T_S$  : Temperatura de salida del fluido considerado (proceso o -- servicio) en el banco de tubos a determinar, ( $^{\circ}F$ )

17) Area de flujo de sección transversal.

$$A' = \pi \frac{D^2 \text{INT. TUB}}{4}$$

$A'$ : Area de flujo de sección transversal (pies<sup>2</sup>)

18) Densidad de gasto másico

Tanto del fluido de proceso como del de servicio está dado por la ecuación

$$G = \frac{G_m \text{ (G ms)}}{A' \times \text{No. de pasos}}$$

$G$ : Densidad de gasto másico del fluido correspondiente (proceso o servicio) (lb/h pies<sup>2</sup>)

Gm, Gms; Razón de flujo proceso o servicio (lb/h)

19) Determinación del número de Reynolds del fluido correspondiente (proceso o servicio).

$$\text{No. de Reynolds} = \frac{DI \cdot G}{\mu_{FP}}$$

DI: Diámetro interno del tubo (pies)

FP: Viscosidad absoluta del fluido de proceso a la temperatura -- promedio (lb/h pie).

20) Coeficiente interno de transferencia de calor.

En los cálculos de este coeficiente se toman en cuenta las propiedades físicas del fluido (de proceso o servicio) evaluadas a la temperatura promedio de la masa velocidad del fluido.

La fórmula empleada dependerá del número de Reynolds y de acuerdo con la sección IV.3.3.1 de los cálculos de prediseño (punto 6.h).

21) Area libre de flujo en los tubos desnudos y aletados.

En el caso de tubos de superficie extendida se determina el número de aletas o birlos por pulgada, espesor (diámetro) de la aleta (birlo) y área unitaria de tubo con aleta o birlo. Para los tubos lisos - la determinación se basa en los datos de las Tablas Nos. 12 y 13 ( 9\* )

$$APASO = LTC \left[ \text{CONV} - \frac{XTUB}{12.0} \left[ (\text{ESAL} \times \text{ALTAL} \times 2 \times \text{XNAPUL}) + \text{DEX} \right] \right]$$

APASO : Area libre de flujo (pie<sup>2</sup>)

LTC : Longitud del tubo en la sección de convección (pies)

XTUB : Número de tubos por hilera o cama

\* bibliografía

AREA: PIE<sup>2</sup> / PIE LONG.

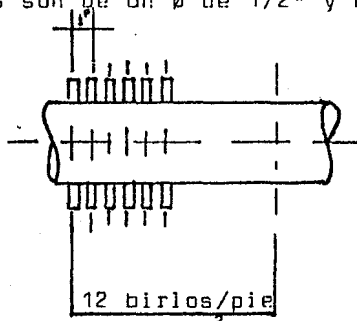
DIAM. NOMINAL	3 ½ "		4 "		6 "	
	3	5	3	5	3	5
Nº Aletas p/pulg.	3	5	3	5	3	5
espesor al altura aletas	0.1"	0.05"	0.1"	0.05"	0.1"	0.05"
½ "	4.6598	7.0025	5.1826	7.7882	7.4080	11.1254
5/8 "	5.6850	8.6947	6.3066	9.6445	8.9490	13.6758
¾ "	--	--	7.4806	11.5755	10.5390	16.3178
7/8 "	--	--	--	--	12.1790	19.0278
1 "	--	--	--	--	13.8620	21.8248
1 1/8 "	--	--	--	--	15.6050	24.7098
1 1/4 "	--	--	--	--	17.3900	27.5628

TABLA Nº 12 : AREA UNITARIA PARA TUBOS CON ALETAS.

TABLA Nº 13

AREA UNITARIA PARA TUBOS  
CON BIPLOS

Los birlos son de un  $\emptyset$  de 1/2" y espaciados longitudinales a cada 1"



AREA: PIE / PIE LONG.

D. NOM. TUB	3-1/2"	4"	4"	6"
AL TURA				
BIRLOS P/ BIRL.	3/4"	1"	1"	1-3/4"
PLANO				
5	1.537	1.701	----	---
6	1.636	1.832	----	---
7	1.734	1.963	----	---
8	1.832	2.094	2.225	---
9	1.930	2.225	2.356	---
10	2.028	2.355	2.486	---
11	2.126	2.486	2.617	---
12	2.225	2.617	2.748	---
13	2.323	2.748	2.879	---
14	-----	-----	3.010	4.941
15	-----	-----	3.141	5.170
16	-----	-----	-----	5.399
17	-----	-----	-----	5.678
18	-----	-----	-----	5.857
19	-----	-----	-----	6.086
20	-----	-----	-----	6.315
21	-----	-----	-----	6.554
22	-----	-----	-----	6.774

MAS COMUNTE USADOS



ESAL : Espesor de aleta o diámetro de birlo (pulg)

ALTAL : Altura de aleta o birlo (pulg)

XNAPUL : Número de aletas o birlos por pulgada

DEX : Diámetro externo del tubo (pulg)

Para la determinación del área de paso para tubos lisos, la fórmula es: ( 9 )

$$APASO = LTC \left[ CONV - XTUB \left( \frac{DEX}{12} \right) \right]$$

La distancia entre centro de tubos generalmente es igual a:

$$CCTUBC = 2.0 \times DN$$

CCTUBC: Distancia entre centro de tubos (pulg)

## 22) Poder calorífico inferior del combustible

El poder calorífico del combustible generalmente se reporta en las siguientes unidades:

Combustible gaseoso.....BTU/pie<sup>3</sup>

Combustible líquido o sólido.....BTU/lb

En los cálculos se requiere que el poder calorífico se encuentre expresado en unidades BTU/lb para lo cual, se realizarán los siguientes cálculos:

$$S_g = \frac{M_{COMB}}{M_{AIRE}}$$

$S_g$  : Gravedad específica del combustible.

$M_{COMB}$  : Peso molecular del combustible (lb/lb mol)

$M_{AIRE}$  : Peso molecular del aire (lb/lb mol)

La densidad del combustible será:

$$\text{GAS COMB.} = \text{AIRE} \times S_g$$

GAS COMB.: Densidad del gas combustible (lb/pie<sup>3</sup>)

AIRE: Densidad del aire (lb/pie<sup>3</sup>)

Se obtiene el volumen específico del combustible.

$$V_{ES} = \frac{1}{\text{GAS COMB.}}$$

$V_{ES}$ : Volumen específico del combustible (pie<sup>3</sup>/lb)

El poder calorífico del combustible será:

$$\text{PCI (BTU/lb)} = \text{PCI (BTU/pie}^3) \times V_{ES} \text{ (pie}^3/\text{lb)}$$

### 23) Aire para combustión.

La conversión de reactivos a productos en la combustión no se --  
lleva a cabo totalmente por lo que se requiere de un excedente de --  
oxígeno, Es necesario calcular la cantidad de aire teórico y práctico  
para la reacción de combustión.

#### a) Aire teórico

Es el aire requerido estequiométricamente para llevar a cabo la  
reacción. La relación aire/combustible se determina con la fórmula de  
Dulong.

$$\text{AT} = 0.115 (\%C) + 0.345 (\%H_2) + 0.0432 (\%S_2 + \%O_2)$$

AT : Relación peso de aire teórico/combustible (lb aire/lb de --  
combustible)

%C : Por ciento en peso de carbono en el combustible

%H<sub>2</sub> : Por ciento en peso de hidrógeno en el combustible

%S<sub>2</sub> : Por ciento en peso de azufre en el combustible

%O<sub>2</sub> : Por ciento en peso de oxígeno en el combustible

Cuando conocemos el poder calorífico inferior (PCI) o el poder calorífico superior (PCS), el aire teórico se puede calcular en las formas siguientes ( 12\* ):

Para combustibles hidrocarburos gaseosos,

$$AT = \frac{1638.5}{PCI + 155.0} + 15.0$$

Para combustibles de hidrocarburos líquidos ( 12\* )

$$AT = 0.00075 (PCS)$$

PCI: Poder calorífico inferior del combustible (BTU/pie<sup>3</sup>)

PCS: Poder calorífico superior del combustible (BTU/lb)

b) Aire práctico

El aire práctico para la combustión es el aire requerido estequíométricamente más un porciento de exceso que se determina de acuerdo a la experiencia y cuyo valor dependerá del tipo de combustible utilizado, de los quemadores y si el aire para la combustión es precalentado o no.

Cuando se usan quemadores de tiro natural (sin precalentamiento de aire) se tiene:

Para combustibles gaseosos 20% de exceso de aire

Para combustibles líquidos 30% de exceso de aire

% EXC

%EXC: Por ciento en peso de exceso de aire.

Una vez determinado el porciento de exceso de aire, se determina el aire práctico (aire usado realmente para la combustión) y que debe

ser mayor que el teórico para asegurar una combustión completa.

$$A_p = AT \left( 1.0 + \frac{\% \text{ EXC}}{100} \right) \quad A_p : \text{Aire práctico } \left( \frac{\text{lb aire}}{\text{lb comb.}} \right)$$

24) Flujo de gases de combustión

$$GC = (A_p + V_{AT} + 1.0) \frac{QL}{PCI}$$

GC : Flujo de gases de combustión (lb/h)

$V_{AT}$  : Vapor de atomización (el cual sólo se requiere cuando se maneja combustible líquido y cuyo valor se encuentra entre -- 0.15 a 0.25 lb vapor/lb comb.)

25) Densidad de gasto másico de los gases de combustión.

$$G_g = \frac{GC}{APASO \times 3600}$$

$G_g$  : Densidad de gasto másico de los gases de combustión (lb/pie<sup>2</sup> s)

26) Temperatura media logarítmica

a) Sección de tubos desnudos

- Suponiendo que en la sección de tubos de superficie extendida - se absorbe el 25% del total de calor que será absorbido en convección para el fluido considerado.

$$T_p = T_s - 0.7 (T_s - T_{ef})$$

$T_p$  : Temperatura del fluido en el paso de convección a radiación (°F)

$T_s$  : Temperatura de salida del fluido de proceso (°F)

$T_{ef}$  : Temperatura del fluido a la entrada del banco de tubos de superficie extendida (°F)

- Diferencia de temperaturas en el paso de radiación a convección.

$$\Delta T_1 = TGR_R - T_P$$

$TGR_R$ : Temperatura de los gases de combustión a la salida de la sección --  
de radiación ( $^{\circ}F$ )

- Temperatura de los gases de combustión a la salida del banco de tubos desnudos.

$$Tgsi = TGR_R - 0.25 (TGR_R - Tgs)$$

$Tgsi$ : Temperatura de los gases de combustión a la salida del banco de --  
tubos desnudos ( $^{\circ}F$ )

$Tgs$ : Temperatura de los gases a la salida del banco de tubos de superfi-  
cie extendida. (Esta temperatura debe suponerse y continuar los --  
cálculos) ( $^{\circ}F$ ).

- Temperatura del fluido en el paso del banco de tubos desnudos al de --  
superficie extendida.

$$Tei = T_P - 0.25 (T_P - T_{ef})$$

$Tei$ : Temperatura del fluido en el paso del banco de tubos desnudos al de  
superficie extendida ( $^{\circ}F$ )

- Diferencia de temperaturas entre los gases de combustión y el fluido -  
en el paso de tubos desnudos y tubos aletados.

$$\Delta T_2 = Tgsi - Tei$$

- Diferencia media logarítmica en el banco de tubos de superficie desnuda.

$$(LMTD)_{CE} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

b) Para la sección de tubos de superficie extendida.

$$\Delta T_3 = T_{GS} - T_E (S)$$

- La diferencia media logaritmica en el banco de tubos de superficie extendida.

$$(LMTD)_C = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

27) Temperatura promedio del fluido en el banco considerado

$$T_{pf} = \frac{T_e + T_s}{2.0}$$

$T_{pf}$ : Temperatura promedio del fluido en el banco considerado ( $^{\circ}F$ )

$T_e$ : Temperatura de entrada del fluido en el banco considerado ( $^{\circ}F$ )

$T_s$ : Temperatura de salida del fluido en el banco considerado ( $^{\circ}F$ )

28) Temperatura promedio de la película del gas en el banco considerado.

a) Temperatura promedio de la pared del tubo.

$$TPC = T_{pf} + 100^{\circ}F$$

TPC: Temperatura promedio de la pared del tubo en el banco considerado ( $^{\circ}F$ )

b) Temperatura promedio de los gases de combustión

$$T_{gm} = T_{pf} + LMTD$$

$T_{gm}$ : Temperatura promedio de los gases de combustión en el banco considerado ( $^{\circ}F$ )

c) Temperatura promedio de película

$$T_{fo} = T_{pf} + LMTD/2.0$$

$T_{fo}$ : Temperatura promedio de la película de los gases de combustión en el banco considerado ( $^{\circ}F$ )

Se obtendrá por lo tanto dos valores de  $T_{gm}$  y  $T_{fo}$  : uno para tubos desnudos (escudo) y otro para tubos aletados.

29) Coeficiente de convección por fuera de tubos ( 9\* )

a) Tubos escudo (desnudos)

$$h_{CTE} = \frac{1.6 Gg^{1/3} (T_{fo} + 460)^{0.3}}{DEX^{1/3}}$$

$h_{CTE}$  : Coeficiente de película de transferencia de calor por convección (BTU/h pie<sup>2</sup> °F)

DEX : Diámetro externo del tubo (pulg)

b) Tubos de área extendida ( 9\* )

$$h_{CAE} = \frac{2.14 (T_{fo} + 460)^{0.28} Gg^{0.6}}{DEX^{0.4}}$$

$h_{CAE}$  : Coeficiente de película de transferencia de calor por convección de área extendida (BTU/h pie<sup>2</sup> °F)

Este coeficiente debe corregirse para la sección de tubos de área extendida considerando la eficiencia de absorción de calor de la aleta o birlo que se obtiene de las gráficas 46 y 47 mediante la siguiente ecuación ( 9\* ).

$$FACTOR = ALTAL \sqrt{\frac{2 \times h_{CAE}}{K \times ESAL}}$$

ALTAL: Altura de la aleta o birlo (pies)

ESAL : Diámetro del birlo o espesor de la aleta (pies)

K : Conductividad del metal de la aleta (BTU/h pie<sup>2</sup> °F/pie)

30) Area de tubo liso ( 9\* )

$$A'T = XTUB \times LT \times AU$$

\* bibliografía

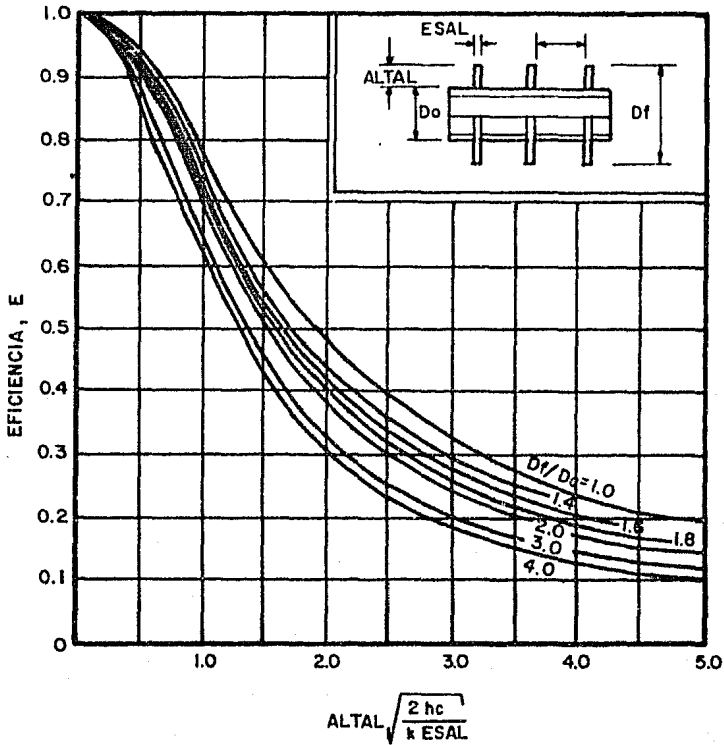


FIG. 46 EFICIENCIA DE ALETAS RECTAS DE ESPESOR CONSTANTE.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO		
ENEP	TESIS	1984
ZARAGOZA	PROFESIONAL	
BLANCA I. VAZQUEZ MARTINEZ		



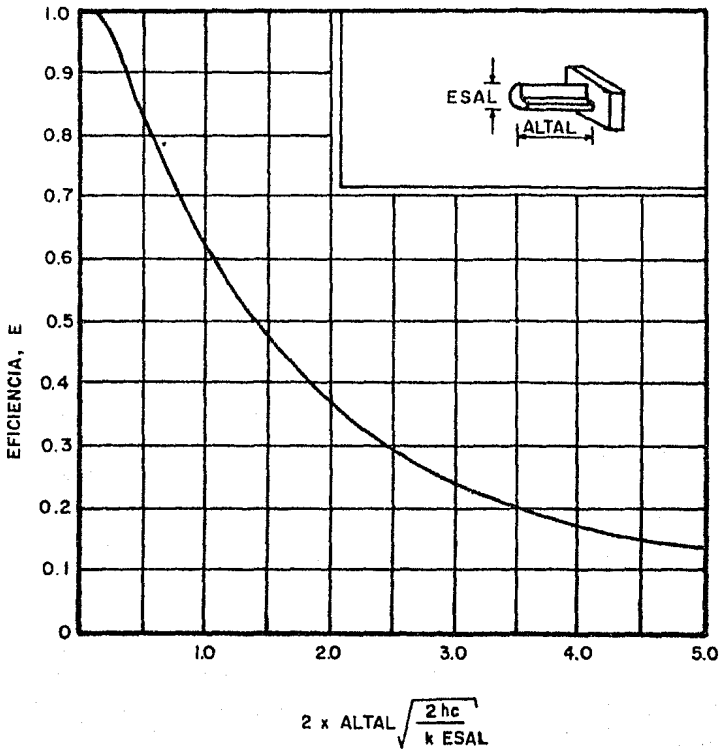


FIG. 47 EFICIENCIA DE LOS BIRLOS DE DIAMETRO CONSTANTE.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO		
ENEP ZARAGOZA	TESIS PROFESIONAL	1984
BLANCA I. VAZQUEZ MARTINEZ		

A'T : Area de tubo liso por cama (pie<sup>2</sup>/HILERA O CAMA)

XTUB : Número de tubos por hilera

AU : Area exterior de tubo por unidad de longitud (pie<sup>2</sup>/pie)

31) Area de tubo de superficie extendida ( 9\* )

a) Aletas

$$A_f = \frac{\pi}{4} (D_f^2 - D_{EX}^2) \times XNAPUL \times LT \times NTH$$

Af : Area de la aleta por cama de tubo (pie<sup>2</sup>)

Df : Diámetro del tubo considerando hasta el extremo de la aleta  
(pulg.)

NTH : Número de tubos por hilera

XNAPUL : Número de tubos por hilera o cama

b) Birlos

$$A_f = \frac{\pi}{4} \left( \frac{ESAL^2 + 4 ESAL \times ALTAL}{144} \right) \times Nsp \times LT \times NTH$$

Nsp : Número de birlos totales por unidad de longitud.

32) Coeficiente de transferencia de calor por radiación.

El coeficiente de transferencia de calor por radiación se determina de la gráfica No. 48 con la temperatura promedio de los gases ( $T_{gm}$ ) y la temperatura promedio de pared del tubo (TPC).

$h_r$

$h_r$  : Coeficiente de transferencia de calor por radiación (BTU/pie<sup>2</sup> °F h)

33) Coeficiente de radiación debido a las paredes del refractario.

El coeficiente de radiación debido a las paredes del refractario se obtiene de la Figura 49 con la temperatura promedio de pared del tubo (TPC).

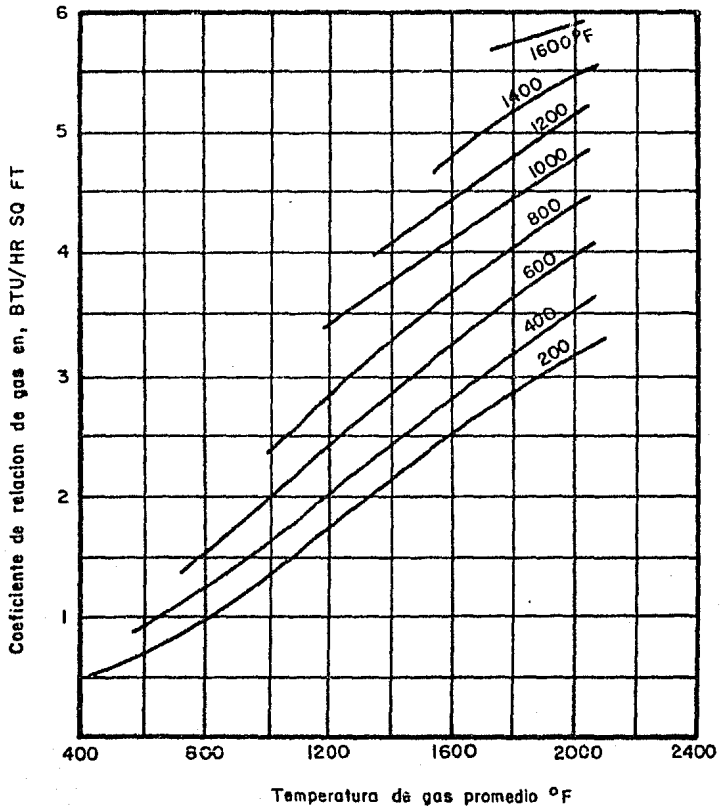


FIG. 48 COEFICIENTE DE RADIACION DEL GAS.

UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTONOMA DE MEXICO

ENEP ZARAGOZA	TESIS PROFESIONAL	1984
------------------	----------------------	------

BLANCA I. VAZQUEZ MARTINEZ

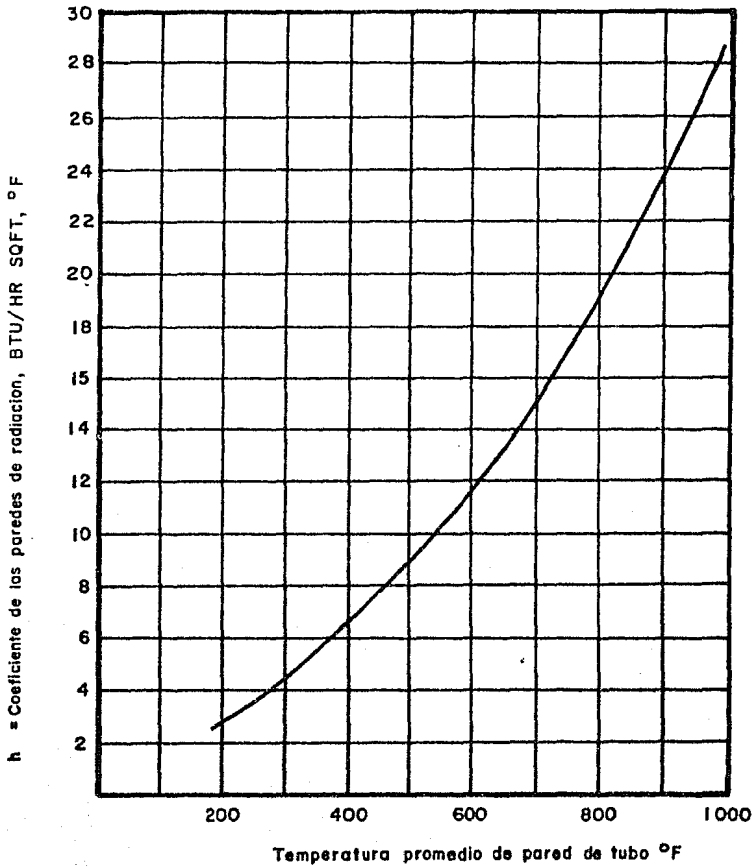


FIG. 49 COEFICIENTE DE RADIACION DESDE LAS PAREDES EN LA SECCION DE CONVECCION

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO		
ENEP ZARAGOZA	TESIS PROFESIONAL	1984
BLANCA I. VAZQUEZ MARTINEZ		

$h_{cw}$

$h_{cw}$ : Coeficiente de radiación que considera la radiación de las paredes del refractario. (BTU/h pie<sup>2</sup> °F)

34) Corrección por radiación.

Con objeto de considerar la radiación proveniente de las paredes del refractario hacia los tubos, se llevarán a cabo los siguientes cálculos.

a) Considerando el calor radiante transferido como una fracción -- del calor total dirigido a los tubos se tiene:

$$S't = \text{sen } \beta \times \text{CCTUBC}$$

$S't$  : Distancia vertical entre hileras o camas (pie)

$\text{sen } \beta$  : Seno del ángulo de paso entre los tubos; cuando se trata - de paso triangular  $\beta = 60^\circ$

- se calcula e área de refractario efectiva.

$$A_w = S't \times LT \times 2.0$$

$A_w$  : Area de refractario efectiva entre hileras o camas de tubos (pie<sup>2</sup>/hilera) ( 9\* )

- El factor que toma en cuenta la radiación de las paredes se calcula:

a) Corrección del coeficiente de película para la eficiencia de la aleta o birlo.

Con el valor de FACTOR y de las Figuras 46 y 47 se obtiene la eficiencia de aleta o birlo.

E

E : Eficiencia de aleta o birlo Figura 46 y Figura 47.

$$h_f = h_{CAE} \frac{(E \times A_f + A't)}{A't}$$

$h_f$  : Coeficiente de película corregido por la eficiencia de la superficie extendida (BTU/h pie<sup>2</sup> °F)

b) Factor que toma en cuenta la radiación de las paredes.

$$B = \frac{h_{cw}}{(h_f + h_r + h_{cw})} \times \frac{A_w}{A't}$$

B: Factor que toma en cuenta la radiación de las paredes de la sección ( 9\* )

35) Coeficiente de película equivalente de transferencia de calor.

$$h_{ce} = (1 + B) \times (h_f + h_r)$$

$h_{ce}$ : Coeficiente de película equivalente de transferencia de calor en la sección de convección (BTU/h pie<sup>2</sup> °F) ( 9 )

36) Coeficiente total de transferencia de calor.

Para el banco especificado de la sección de convección (tubos lisos o de superficie extendida) se determina como:

a) Tubos lisos ( 9 )

$$U_{LTD} = \frac{h_c \times h_i}{h_c + h_i}$$

b) Tubos de superficie extendida ( 9 )

$$U_{LTA} = \frac{h_{ce} \times h_i}{h_{ce} + h_i}$$

$U_{LTD}$ : Coeficiente total de transferencia de calor limpio para el banco de tubos lisos (BTU/h pie<sup>2</sup> °F)

$U_{LTA}$ : Coeficiente total de transferencia de calor limpio para el banco de tubos de superficie extendida (BTU/h pie<sup>2</sup> °F)

Considerando el ensuciamiento del tubo por paso del fluido (de - -  
hojas de datos de proceso) se tiene:

a) Tubos lisos ( 9 )

$$U_{TD} = \frac{1}{\frac{1}{U_{LTD}} + R_D}$$

b) Tubos de superficie extendida ( 9 )

$$U_{TA} = \frac{1}{\frac{1}{U_{LTA}} + R_D}$$

$U_{TD}$ : Coeficiente global de transferencia de calor para el banco de  
tubos lisos (BTU/h pie<sup>2</sup> °F)

$U_{TA}$ : Coeficiente global de transferencia de calor para el banco de  
tubos de superficie extendida (BTU/h pie<sup>2</sup> °F)

37) Número de hileras de tubos alutados.

Como el número de hileras de tubos lisos se fija (con un valor  
de dos a tres hileras, siendo más común tener dos hileras de tubos - -  
lisos), sólo resta determinar el número de hileras requeridas para ab-  
sorber la carga térmica determinada en el diseño del horno.

a) Calor absorbido por los tubos lisos (desnudos)

$$q_{TUB\ DES} = U_{TD} \times A't \times N_{HILTD} \times \Delta T_{TD}$$

$q_{TUB\ DES}$ : Calor absorbido por el banco de tubos desnudos (BTU/h)

$$q_{ABS\ RAD + TDES} = q_R + q_{TUB\ DES}$$

$q_{ABS\ RAD + TDES}$ : Calor absorbido en radiación más calor absorbido en  
tubos desnudos (BTU/h)

El calor que deberán absorber el banco de tubos de superficie extendida es:

$$q_{\text{ABS}} = Q_A - q_{\text{ABS}} \\ \text{AT} \quad \text{RAD} + \text{TES}$$

$q_{\text{ABS}}$ : Calor que deberán absorber los tubos aletados (BTU/h)  
TA

b) Area de tubos aletados o birlados.

$$A_{\text{TA}} = \frac{q_{\text{ABS}}}{U_{\text{TA}} \times \Delta T_{\text{MTA}}}$$

$A_{\text{TA}}$ : Area de los tubos aletados (pie<sup>2</sup>)

c) Número de hileras de tubos de superficie extendida.

$$NH_{\text{TA}} = \frac{A_{\text{TA}}}{A_{\text{t}}}$$

$NH_{\text{TA}}$  : Número de hileras de tubos de superficie extendida.

Una vez obtenida  $NH_{\text{TA}}$  se obtiene la  $A_{\text{TA}}$  corregido por el número de hileras (número entero), por lo que se tendrá que corregir el calor absorbido en radiación.

c) Evaluación de la caída de presión del fluido, por dentro de -- tubos.

La caída de presión del fluido que circula por dentro de tubos, -- deberá cumplir con las especificaciones de diseño que se encuentran en la hoja de datos de proceso. Puesto que el horno forma parte del proceso, tanto el fluido de proceso como el servicio deberán tener la presión suficiente para llegar al punto específico en el proyecto.

Para la determinación de la caída de presión, se considerarán las siguientes fórmulas:



A. Sin cambio de fase ( 28\* )

LIQUIDO

$$P_L = \frac{2 f G_m^2 L_{eq}}{144 gc DI \rho_{PROM}}$$

$P_L$  : Caída de presión del fluido (psi)

$G_m$  : Densidad de gasto másico del fluido (lb/seg pie<sup>2</sup>)

$f$  : Factor de fricción de Darcy (Adimensional)

$L_{eq}$  : Longitud equivalente por paso del serpentín (pie)

$gc$  : Aceleración estandar de la gravedad (32.2 lbm pie / lbf seg<sup>2</sup>)

$DI$  : Diámetro interno de los tubos (pies)

$\rho_{PROM}$  : Densidad promedio del fluido (lb/pie<sup>3</sup>)

GASES Y VAPORES

$$P_e = \sqrt{P_s^2 + \frac{2 \times R_G T_{PROM} z G_m^2}{gc} \left[ \frac{1}{\alpha_f} \ln \frac{\rho_e}{\rho_s} + \frac{2}{4} f \frac{L_{eq}}{DI} \right]}$$

$$\Delta P = (P_e - P_s) \frac{1}{144}$$

$P_e$  : Presión de entrada del fluido (lb/pie<sup>2</sup>)

$P_s$  : Presión de salida del fluido (lb/pie<sup>2</sup>)

$R_G$  : Constante de los gases ideales (  $\frac{1545}{PM_f}$  pie<sup>3</sup>/°R )

$T_{PROM}$  : Temperatura promedio del fluido (°R)

$z$  : Factor de compresibilidad (Adimensional)

$\alpha_f$  : Coeficiente de fugacidad (Adimensional, se puede tomar - - como 1.0)

$\rho_e$  : Densidad del fluido a la entrada (lb/pie<sup>3</sup>)

$\rho_s$  : Densidad del fluido a la salida (lb/pie<sup>3</sup>)

$PM_f$  : Peso molecular del fluido (lb/lb mol)

## FLUJO A DOS FASES

La presencia de flujo a dos fases es un fenómeno común en los casos de vaporización parcial.

La caída de presión del fluido es un problema que ha sido estudiado ampliamente en otros trabajos, por la complejidad que antaño.

En el caso de presentarse flujo a dos fases se recomienda recurrir a la extensa bibliografía y estudios específicos en dicho problema.

### d) Evaluación de la Chimenea del Horno.

A continuación se presenta un método gráfico para la determinación de las dimensiones de la chimenea del Horno. Esto es un método rápido y confiable para determinar la altura y diámetro de la chimenea.

La chimenea es el ducto por donde salen los gases de combustión a la atmósfera y cuyo objeto es el de dispersarlos a la atmósfera y producir una diferencia de presiones causada por la diferencia de elevación entre dos puntos. Proporciona así el tiro adecuado que provoca la salida de los gases de combustión.

El diseño de la chimenea implica la interrelación de diferentes factores como son: a) El control de contaminantes, b) Condiciones de flujo y presión de los gases, c) Costo de instalación y mantenimiento.

El control de contaminantes está determinado por una serie de normas establecidas por el gobierno de los diferentes países. En México se ha estimado una altura mínima de 105 pies desde el piso debido a la presencia de contaminantes (compuestos de azufre principalmente).

Si el combustible es limpio no requerirá más que la altura calculada para proporcionar el tiro suficiente.

Los valores de concentración máxima de contaminantes permitidos al nivel del piso con un tiempo de exposición máxima de 8 horas son:

HNO <sub>3</sub> ,	2 ppm
SO <sub>2</sub>	10 ppm
CO <sub>2</sub>	5000 ppm
CO	50 ppm

Como se menciona en la Sección II.2 conceptos generales, el tiro -- puede ser natural o mecánico, dividiéndose éste último en: Tiro forzado, tiro inducido y tiro balanceado.

En México la instalación de tiro mecánico se encuentra en etapa de experimentación y la mayoría de las industrias no lo aceptan por la gran inversión de equipo e instrumentación que requiere. Por otra parte, al instalarse un tiro mecánico deben tomarse precauciones por la posible condensación del SO<sub>2</sub> al reducirse la temperatura de los gases de combustión (punto de rocío del SO<sub>2</sub> es de aproximadamente 350°F). Además, se deberá tener cuidado con los combustibles que contengan azufre evitando su contacto con los tubos ya que provocaría la perforación de los mismos.

Debido a lo anterior, la chimenea que será diseñada tendrá tiro natural. Los cálculos para su determinación son los siguientes:

a) Determinación del diámetro de la Chimenea.

Con el flujo de gases totales que circulan por la chimenea (GC del punto 24 de la sección de convección), de la Figura 50 se determina el diámetro de la Chimenea.

$D_{CH}$

b) Determinación de la altura de la chimenea.

Una vez determinado el diámetro de la chimenea ( $D_{CH}$ ) y con las tem

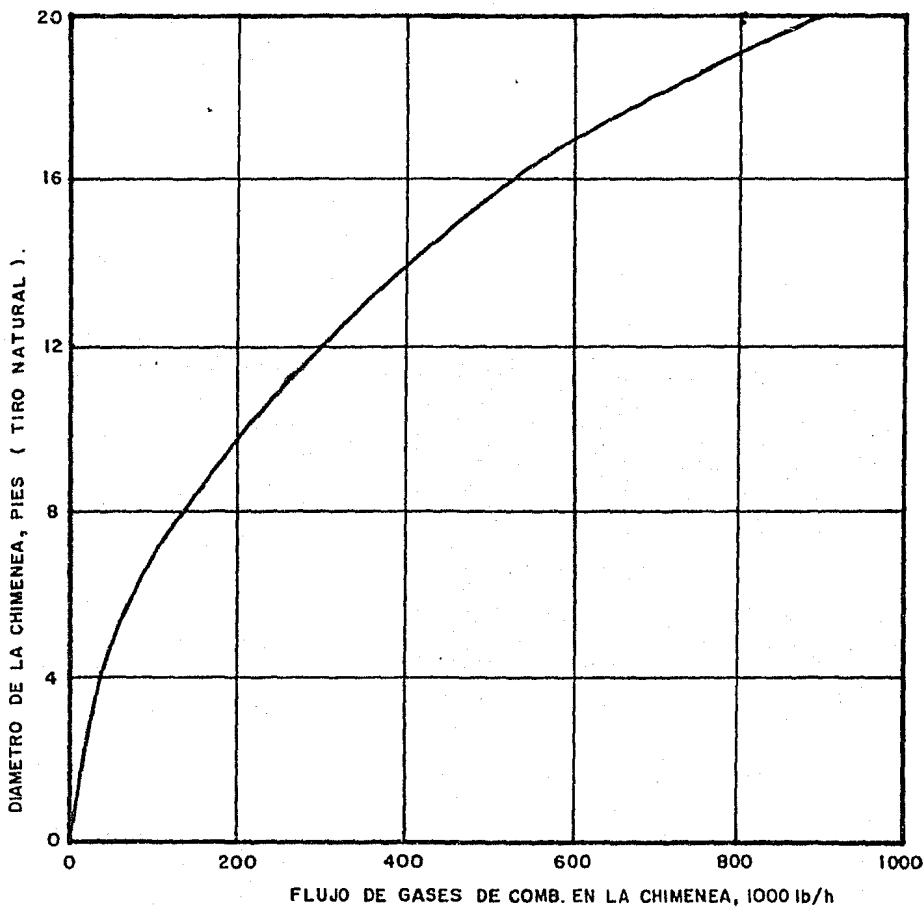


FIG. 50 DIAMETRO DE LA CHIMENEA

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO		
E N E P ZARAGOZA	TESIS PROFESIONAL	1984
BLANCA I. VAZQUEZ MARTINEZ		

peraturas de salida de los gases de la sección de convección ( $T_{gs}$ ) y la de salida de la chimenea de los gases de combustión esperada ( $T_{gse}$ ),

$$T_{gse} = 1 \text{ } ^\circ\text{F por cada pie de altura de la chimenea}$$

$$T_{gse}^* = T_{gs} - 100 \text{ } ^\circ\text{F}$$

de la Figura 51 se determina la altura de la chimenea.

$H_{CH}$

$D_{CH}$  : Diámetro de la chimenea (pies).

$H_{CH}$  : Altura de la chimenea (pies).

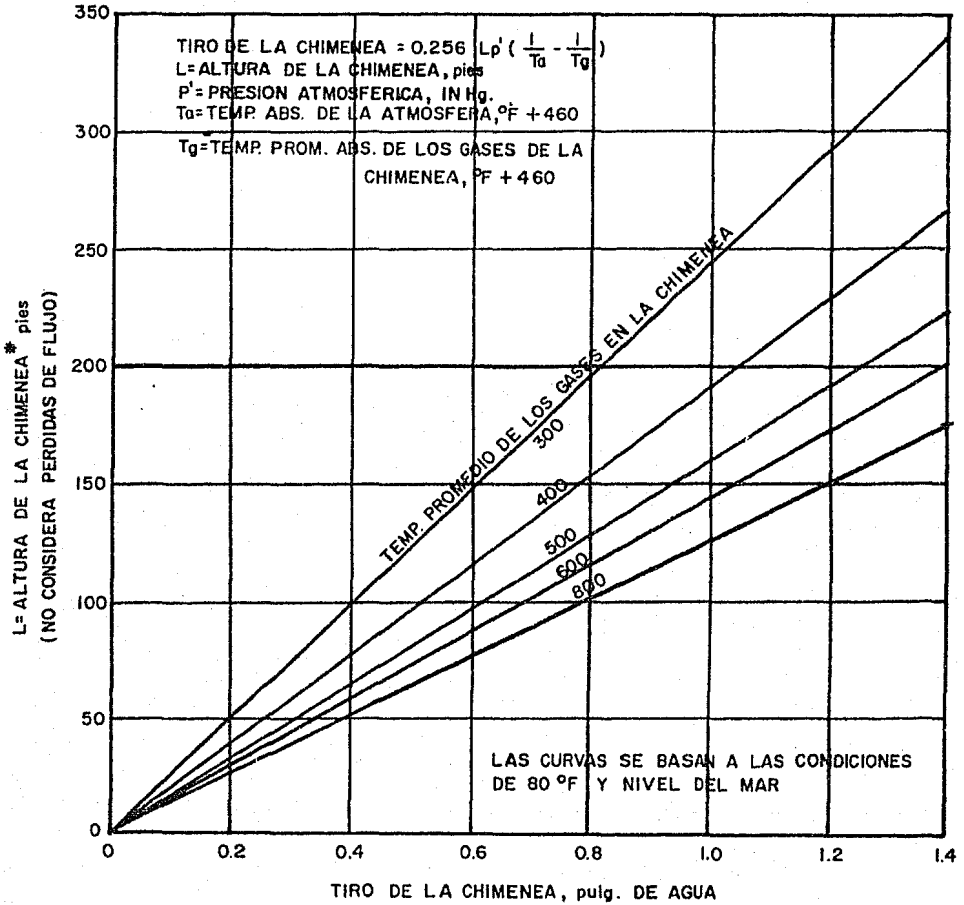
$T_{gse}^*$  : Temperatura supuesta de los gases de combustión a la salida de la chimenea ( $^\circ\text{F}$ )

c) Con la altura obtenida de la chimenea, se corrige la temperatura supuesta de los gases de combustión a la salida de la chimenea y se obtiene la altura correcta de la chimenea.

d) Con la altura correcta de la chimenea se determina el valor del tiro producido por la chimenea usando la Figura 52.

$P_t$

$P_t$  : Tiro producido por la chimenea (pulg. de agua)



\* ALTURA DE CHIMENEA SE DEFINE COMO LA ALTURA ARRIBA DE LA ENTRADA DE GASES DE COMB.

FIG. 52 ALTURA DE CHIMENEA REQUERIDA PARA UN RANGO DE TIRO Y TEMP. PROMEDIO DE GASES EN LA CHIMENEA DETERMINADOS.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO		
ENEP ZARAGOZA	TESIS PROFESIONAL	1984
BLANCA I. VAZQUEZ MARTINEZ		

TEMP DE LOS GASES DE COMB. A LA SALIDA  
DE LA CHIMENEA °F

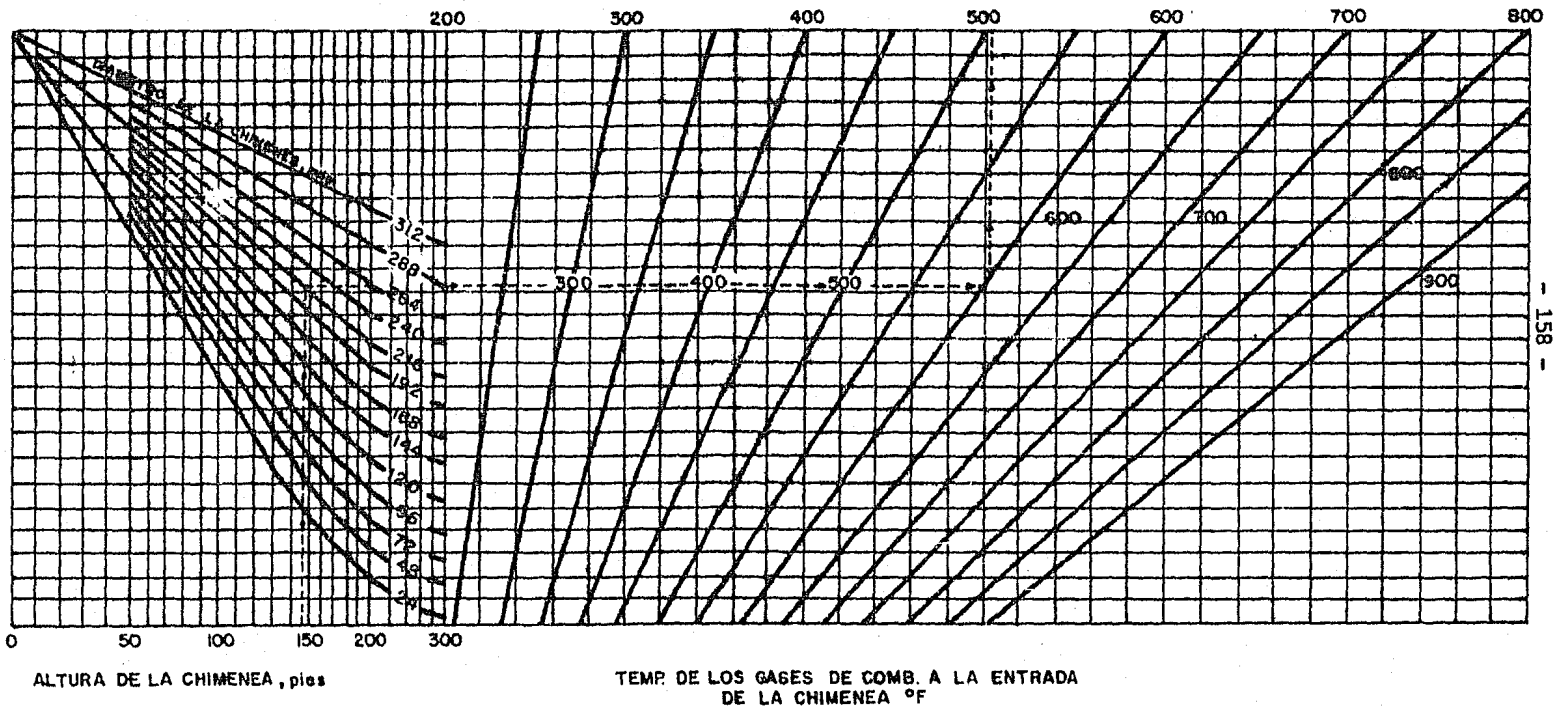


FIG. 51 CALCULO DE LA ALTURA DE LA CHIMENEA.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO		
ENEP ZARAGOZA	TESIS PROFESIONAL	1984
BLANCA I. VAZQUEZ MARTINEZ		

## V. SELECCION DE LAS DIFERENTES ALTERNATIVAS.

Para encontrar el mejor arreglo del horno se analizaron los puntos del inciso anterior teniendo inicialmente las siguientes alternativas:

- 1.- Utilizar un horno para cada servicio (tres hornos en total, uno para calentar los Butenos, otro para calentar el oxígeno -aire- y gases inertes para la regeneración del catalizador y para el vapor de agua).
- 2.- Utilizar dos hornos; uno para calentar los fluidos de servicio (vapor de agua y aire) y otro para el fluido de proceso y calentamiento de los gases de regeneración para el catalizador.
- 3.- En un solo horno calentar todos los fluidos (butenos, vapor de agua, aire y gases de regeneración para el catalizador).
- 4.- Utilizar dos hornos; uno para calentar los butenos y el vapor de agua y el otro para precalentar el aire y gases de regeneración para el catalizador.

Por otra parte se debe considerar que aproximadamente cada seis meses es necesario regenerar el catalizador del reactor cuya regeneración consiste en:

- a) Un agotamiento con hidrógeno (diluido con gases inertes, 15% en volumen) a una temperatura de  $300^{\circ}\text{F}$  con una duración de 8 hrs. después de calentar el catalizador.
- b) Presulfuración con sulfuro de hidrógeno e hidrógeno disuelto en gases inertes a una temperatura de  $212^{\circ}\text{F}$ , por espacio de 5 hrs, después de calentar el catalizador.
- c) Reducción con hidrógeno diluido en gases inertes (15% en volumen mínimo) a  $300^{\circ}\text{F}$  por 8 hrs. después de calentar el catalizador.

Por otra parte la carga térmica por cada servicio es:



Vapor de agua.....	46 700 000 BTU/h
Butanos.....	4 830 000 BTU/h
Aire.....	1 690 000 BTU/h
Gases de regeneración más vapor...	8 020 000 BTU/h

Analizando cada una de las alternativas, llegamos a las siguientes conclusiones:

Alternativa 1.

Debido a que la carga térmica requerida para los servicios es pequeña, -- sería antieconómico el instalar tres hornos, porque la inversión inicial por la compra del equipo, los gastos de operación, mantenimiento y de combustible son elevados.

Alternativa 2.

Esta alternativa tiene varios inconvenientes operacionales ya que debido a que el servicio de calentamiento de gases de regeneración solo sería utilizado cada seis meses, el serpentín de éste servicio sufriría un sobrecalentamiento al operar el horno sin fluido de gases de regeneración. Por otra parte, el calentamiento constante de éstas gases sólo repercutiría en consumo inútil de combustible.

Alternativa 3.

Este caso presenta los problemas de alternativa 2, y se tendrían proble--mas anexos de instrumentación por la gran cantidad de fluidos a controlar. -- Además, requiere una sección de convección elevado que genera problemas es--tructurales.

Alternativa 4.

Esta alternativa no presenta los problemas mencionados anteriormente. Como

para la regeneración del catalizador se utilizará el mismo serpentín de calentamiento de aire, resulta ser el más funcional. Previendo el paro del reactor al regenerar el catalizador, se piensa que el uso de dos reactores colocados en forma paralela evitarán problemas de paro porque mientras uno estuviera funcionando, el otro recibiría mantenimiento.

De esta forma, tomando como base la alternativa No. 4, se realizaron -- los cálculos para determinar las características térmicas y dimensionales del horno en cuestión. Los cálculos efectuados se encuentran reportados en el -- Apéndice C.

VI. RESULTADOS

De acuerdo a la hoja de datos presentada en el Apéndice D, de la filosofía de operación descrita anteriormente y siguiendo los criterios de pre-diseño del inciso IV.3.2 se tienen los siguientes resultados:

RESUMEN DE RESULTADOS

TIPO DE HORNO	CILINDRICO VERTICAL		
CARGA TERMICA TOTAL MMBTU/h	51.53 (DISEÑO)		
Sección del Horno	Radiación - Convección	Convección	
SERVICIO	SOBRECALENTADOR VAPOR	SOBRECALEN. BUTENOS	
CALOR ABSORBIDO MMBTU/h	46.7	4.83	
FLUIDO	VAPOR DE AGUA		BUTENO
FLUJO lb/h	181 278	181 278	37 796
CAIDA DE PRESION psi (Permisible)	30	10	
CAIDA DE PRESION psi (Calculada)	18.3	3.5	
FLUX PROMEDIO BTU/h pie <sup>2</sup> (Permisible)	11 000		
FLUX PROMEDIO BTU/h pie <sup>2</sup> (Calculada)	9 869		
FACTOR DE ENSUCIAMIENTO	0.0005	0.001	
CONDICIONES A LA ENTRADA DEL HORNO			
TEMPERATURA °F	317	87	
PRESION psig	50	30	
FLUJO DEL LIQUIDO lb/h	--	--	
FLUJO DEL VAPOR lb/h	181 278	37 796	
PESO MOLECULAR DEL VAPOR	18.02	56.23	
VISCOSIDAD DEL LIQUIDO cp	---	---	

CONDICIONES A LA SALIDA DEL HORNO

TEMPERATURA °F	898	370
PRESION psig	20	20
FLUJO DE LIQUIDO lb/h		
FLUJO DE VAPOR lb/h	184 278	37 796
PESO MOLECULAR DEL VAPOR	18.02	56.23

CONDICIONES DE DISEÑO DE LA COMBUSTION

TIPO DE COMBUSTIBLE	GASEOSO
PORCIENTO DE EXCESO DE AIRE	20
EFICIENCIA DEL HORNO %	86
PERDIDAS POR RADIACION (por ciento de calor liberado MMBTU/h LHV)	2.5
TIRO EN LOS QUEMADORES pulg. H <sub>2</sub> O	- 0.24
CALOR LIBERADO MMBTU/h LHV	59.918
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL COMB.	0.559
RAZON H/C (peso)	0.32
PESO MOLECULAR DEL COMBUSTIBLE	16.19

SERPENTIN	VAPOR		BUTENOS
	RADIACION	CONVECCION	SERV. CONVECCION
NUMERO DE PASOS	10	10	2
LONGITUD DEL TUBO pies	29.2	17.75	17.75
TUBOS DESNUDOS	60	20	- -
SUPERFICIE EXPUESTA TOTAL pies <sup>2</sup>	3 193.56	615.224	
TUBOS DE SUPERFICIE EXTENDIDA - -		20	20
SUPERFICIE TOTAL EXPUESTA pie <sup>2</sup>	- -	7 082.6	7.082.6

	VAPOR		BUTENOS
	RADIACION	CONVECCION	SERV. CONVECCION
TUBOS			
VERTICAL U HORIZONTAL	VERTICAL	HORIZONTAL	HORIZONTAL
DIAMETRO EXTERNO pulg	6.625	6.625	6.625
ESPESOR DE LA PARED pulg	0.28	0.28	0.28
SUPERFICIE EXTENDIDA			
TIPO	- -	ALETAS	ALETAS
MATERIAL DE LA ALETA	- -	9 Cr-1Mo	9 Cr-1Mo
DIMENSIONES ALETA	- -	0.05 pulg de espesor x 1 pulg de altura	
ESPACIAMIENTO DE ALETAS	- -	5 aletas x pulgadas	5 aletas por pulg.
QUEMADORES			
FABRICANTE Y TIPO	JOHN ZIND VPD		
TAMAÑO	18 pulg		
NUMERO	8		
COLOCACION	PISO DE LA SECCION RADIANTE		
LIBERACION DE CALOR POR QUEMADOR MMBTU/h	7.45		
CHIMENEA			
NUMERO	UNO		
DIAMETRO pies	5.45		
ALTURA pies	105		

## VII. CONCLUSIONES

Considerando que la energía térmica es el medio por el cual la industria en general efectúa un proceso de transformación, ya sea físico o químico, es importante conocer y entender el funcionamiento y principios en los que se basa el diseño de uno de los equipos de generación de energía más importantes como lo es el horno.

La importancia de los hornos radica en las grandes cantidades de calor que genera, la inversión por la adquisición del equipo y los altos costos de operación.

El horno es considerado como un equipo complejo por involucrar en su funcionamiento la interacción de diversas variables, que deben considerarse en forma conjunta en la determinación del tipo de horno. Dichas variables pueden resumirse en los puntos siguientes:

- 1) Carga térmica.
- 2) Características del fluido de proceso
- 3) Requerimientos de calor por unidad de área.
- 4) Área disponible para el equipo dentro de la planta.
- 5) Longitud de los tubos del serpentín.
- 6) Filosofía de operación.
  - Tiempo de operación
  - Tipo(s) de fluido(s) que se requiera(n) calentar

La aplicación de los Hornos dentro de la Industria es muy amplia pero principalmente en la Industria Petroquímica, como es el caso que constituye el objetivo de este trabajo: la planta de producción de Butadieno.

Se puede concluir de acuerdo a los resultados que un horno tipo cilíndrico vertical proporcionará los requerimientos térmicos de los fluidos bu-

tenos y vapor de agua, que son alimentados al reactor de oxodeshidrogenación de butenos. Las razones de su elección son las siguientes:

- a) Un horno cilíndrico presenta menos pérdidas de calor de la atmósfera debido a su geometría.
- b) El horno fué diseñado con una alta eficiencia aprovechando al máximo el calor liberado por los gases de combustión para calentar el vapor de agua, además de los butenos, que se considera un servicio adicional del horno.
- c) La carga térmica requerida por los fluídos no es elevada como tampoco lo es el gasto de fluído a manejar.
- d) Los fluídos manejados son limpios sin problemas de coquización.

Con respecto al calentamiento del aire y gases de regeneración del catalizador se ha considerado que:

- a) El uso de un solo horno para calentar el vapor de agua, butenos, -- aire y gases de regeneración es inoperante debido a que el proceso sólo requiere en forma esporádica el calentamiento del aire y los gases de regeneración. Si se pensara en un solo horno para calentar todos los fluídos, debían ser previstos problemas por sobrecalentamiento del serpentín del horno al tener un área no aprovechada durante cierto tiempo.
- b) Se considera la necesidad de instalar un horno pequeño para calentar el aire y gases de regeneración. Las razones son las siguientes:
  - La carga térmica requerida (2 MMBTU/h) determina que el horno -- será tipo paquete lo cual disminuirá el costo del equipo. Un horno cilíndrico todo radiante con una eficiencia de alrededor del 55%, --

(de acuerdo a datos proporcionados por Babcock\*) cumpliría los requerimientos energéticos.

- Por requerimientos de proceso - Tiempo en que se utilizarán los gases de regeneración.

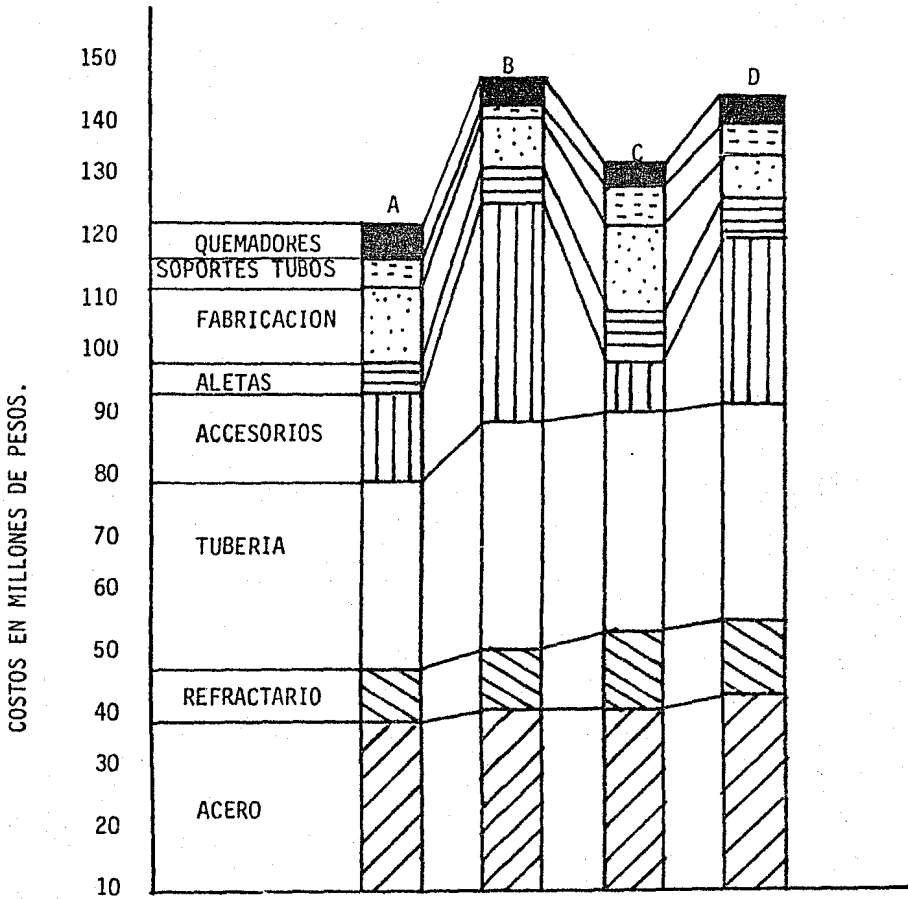
- Se recomienda la instalación de dos reactores en paralelo con el fin de evitar paros de la sección de oxadeshidrogenación de butenos y, por consiguiente, de la planta.

En este trabajo no se considera el uso de equipos de recuperación de calor por trabajar el horno a una alta eficiencia. Si se considerara el uso de éstos equipos, se presentarían problemas por condensación de los gases de combustión en la chimenea, provocando problemas de corrosión.

Se investigaron los costos aproximados de cada una de las partes del horno haciendo la tabla comparativa que se muestra en la hoja siguiente (21). Por lo que podemos concluir que el horno seleccionado es el más económico.

\*fabricante de hornos



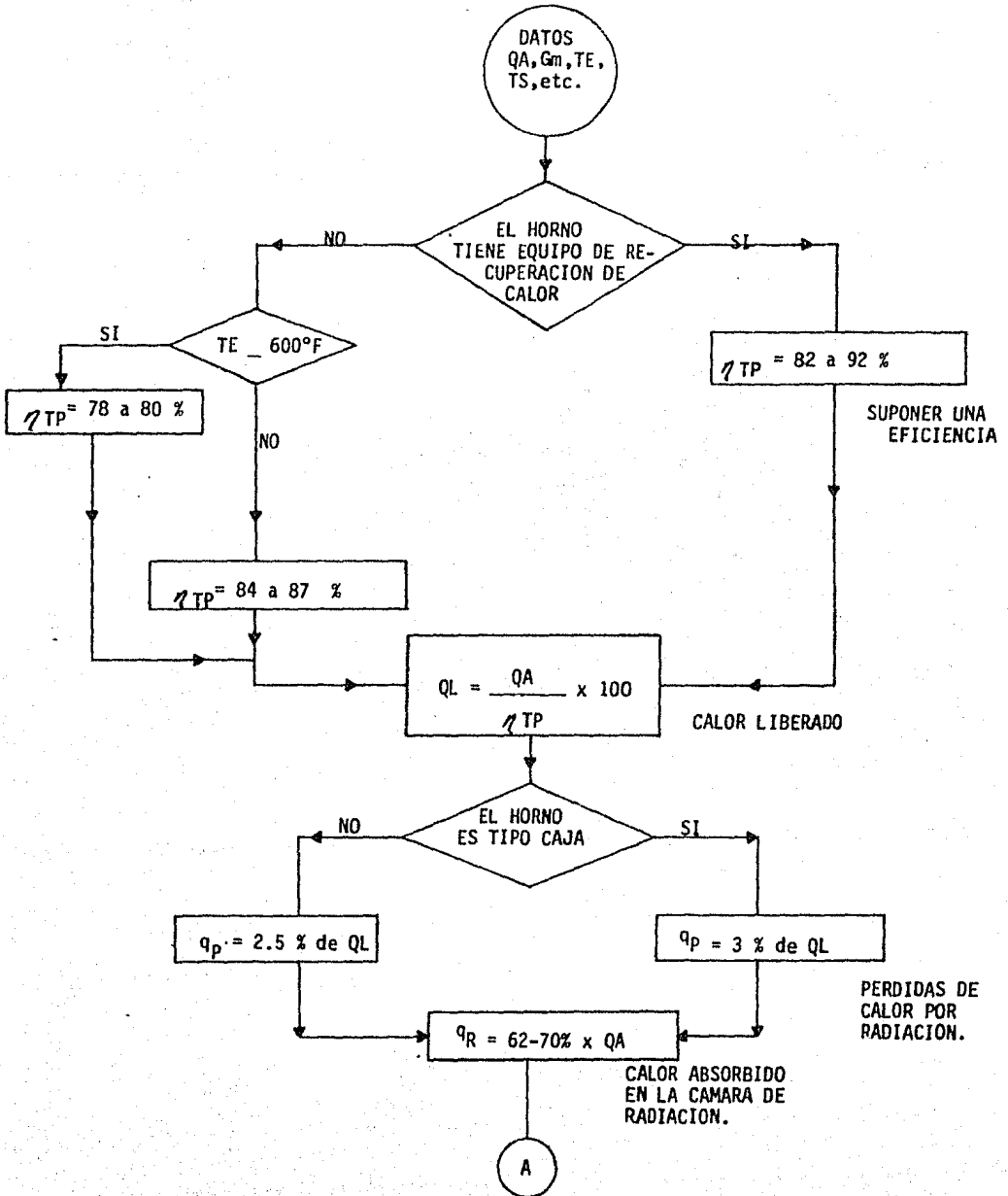


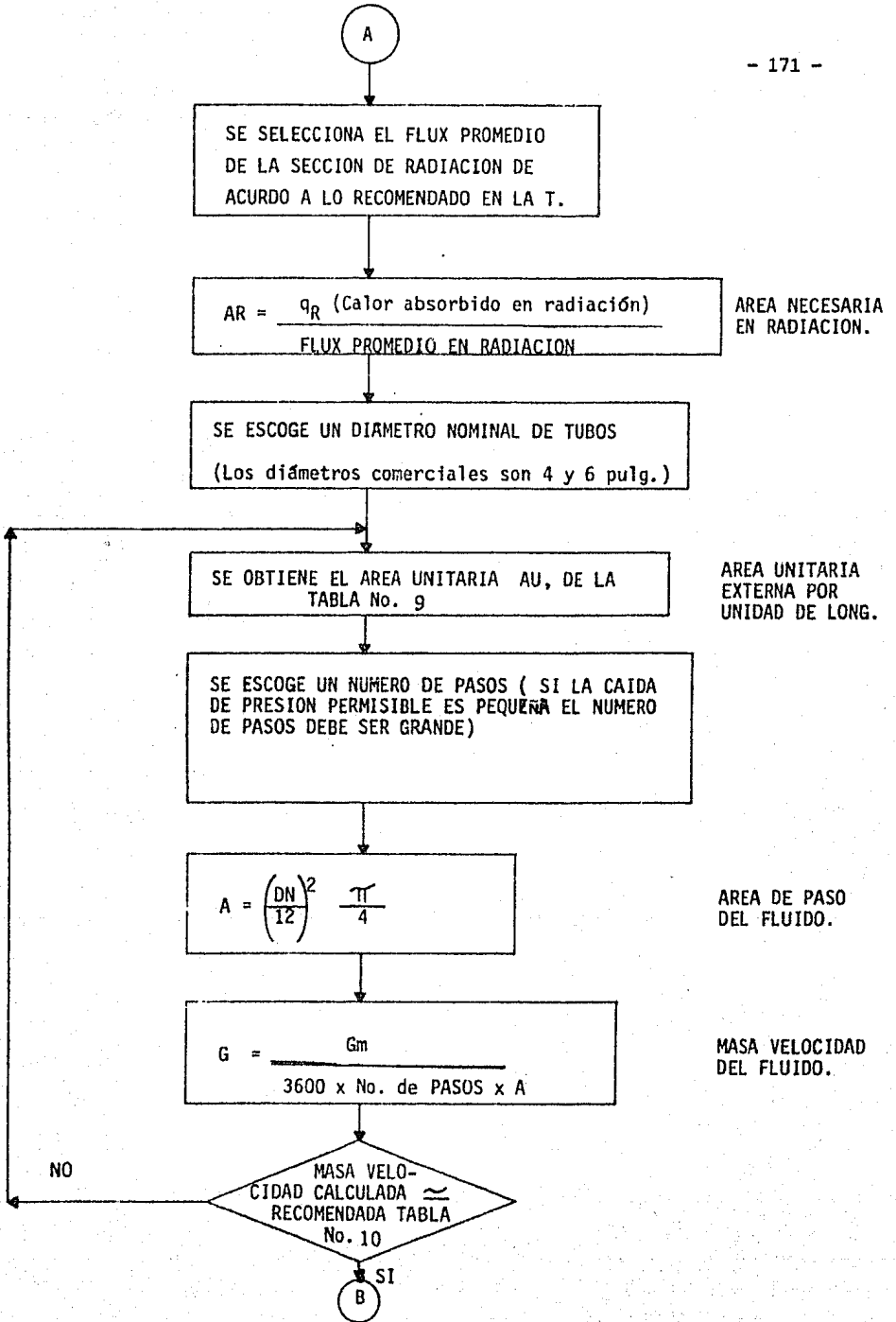
- A Horno vertical cilíndrico con retornos en U soldados.
- B Horno vertical cilíndrico con retornos tipo tapón rolados.
- C Horno tipo caja horizontal con retornos en U soldados.
- D Horno tipo caja horizontal con retornos tipo tapón rolados.

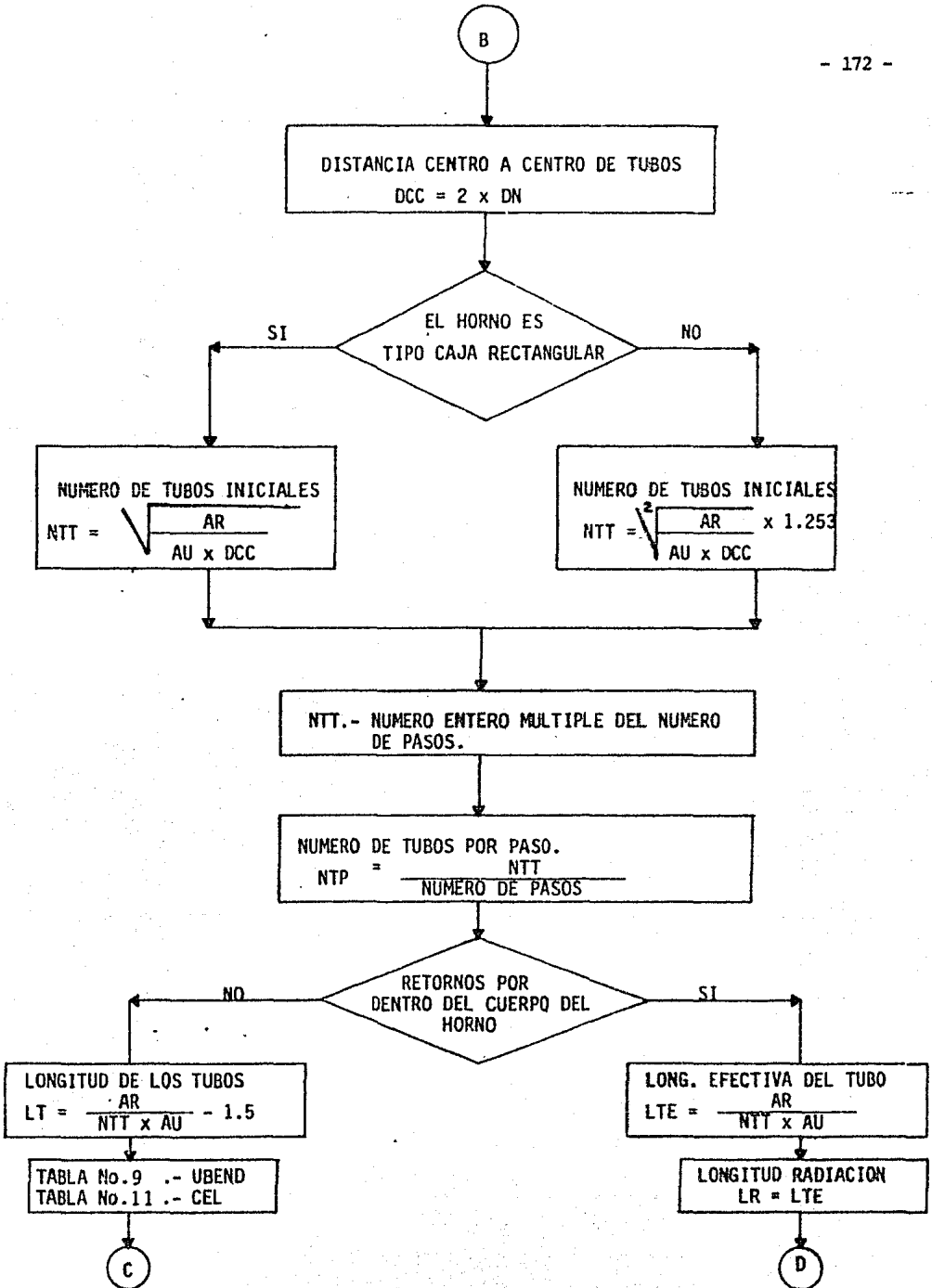
Distribución de costos de material para un Horno sin reacción química de 100 MMBTU/h. ( Datos proporcionados por el IMP ).

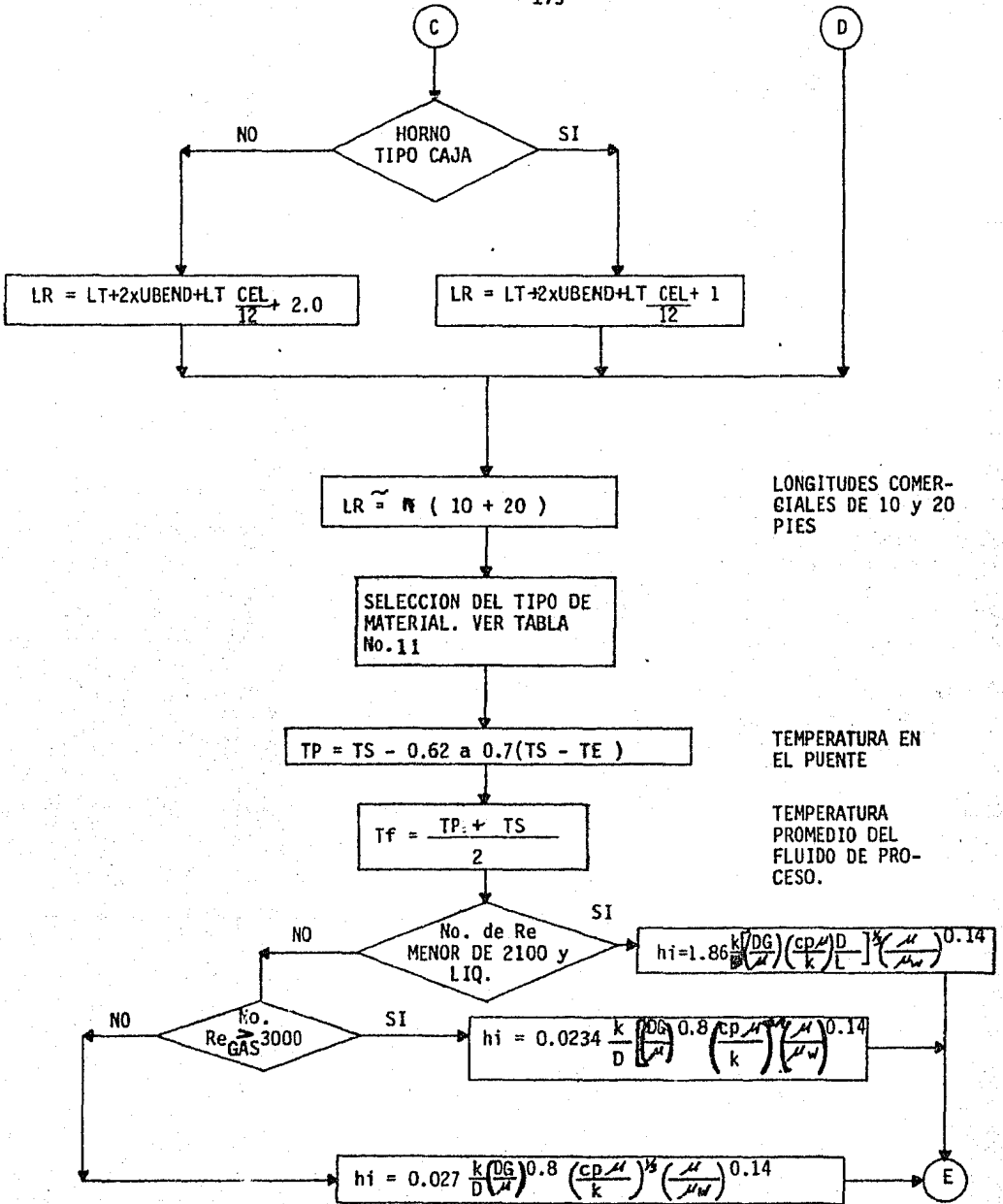
A P E N D I C E " A "

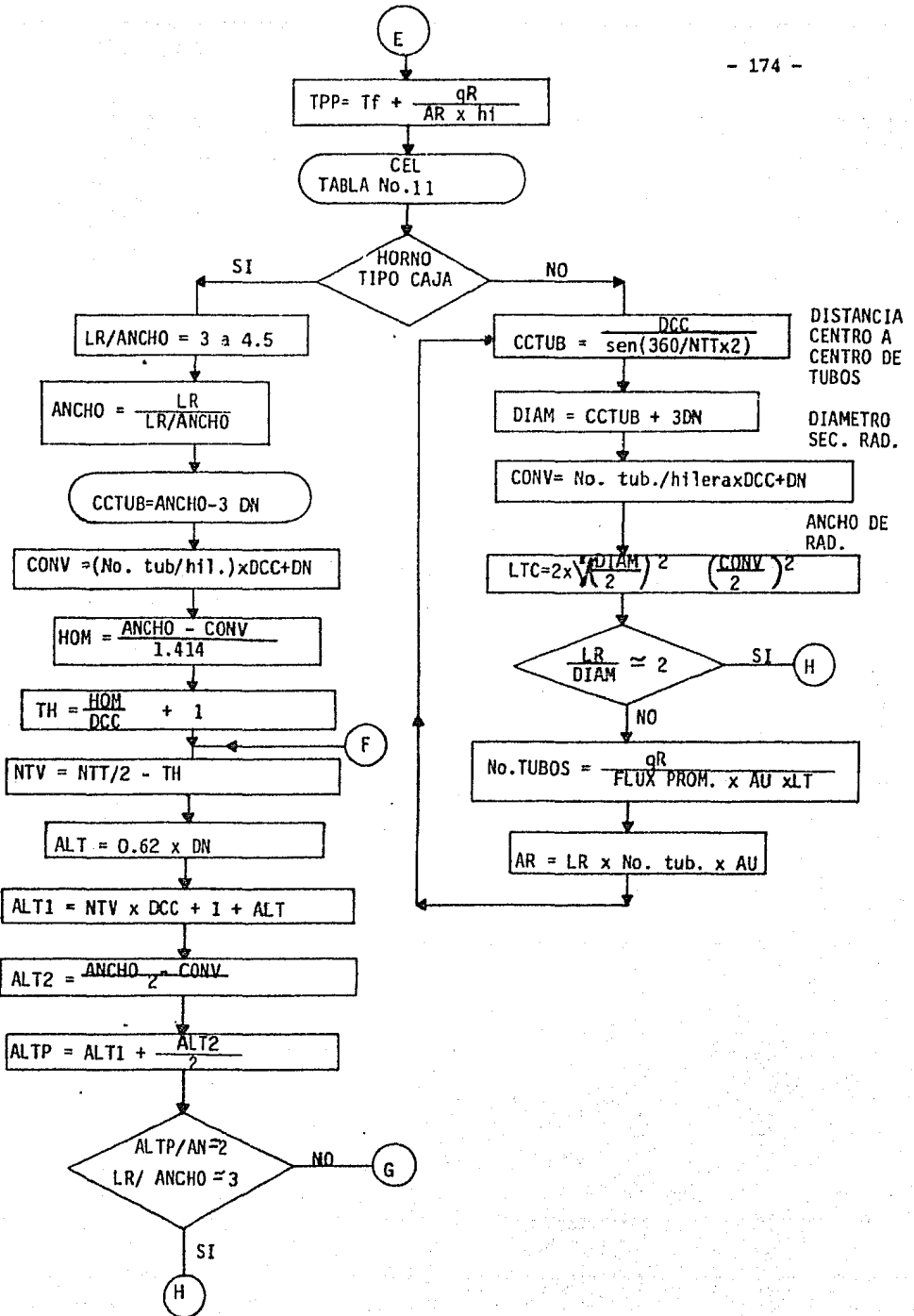
DIAGRAMA DE BLOQUES PARA EL PREDIMENSIONAMIENTO DE UN  
 HORNO TUBULAR ,TIPO CILINDRICO O TIPO CAJA.

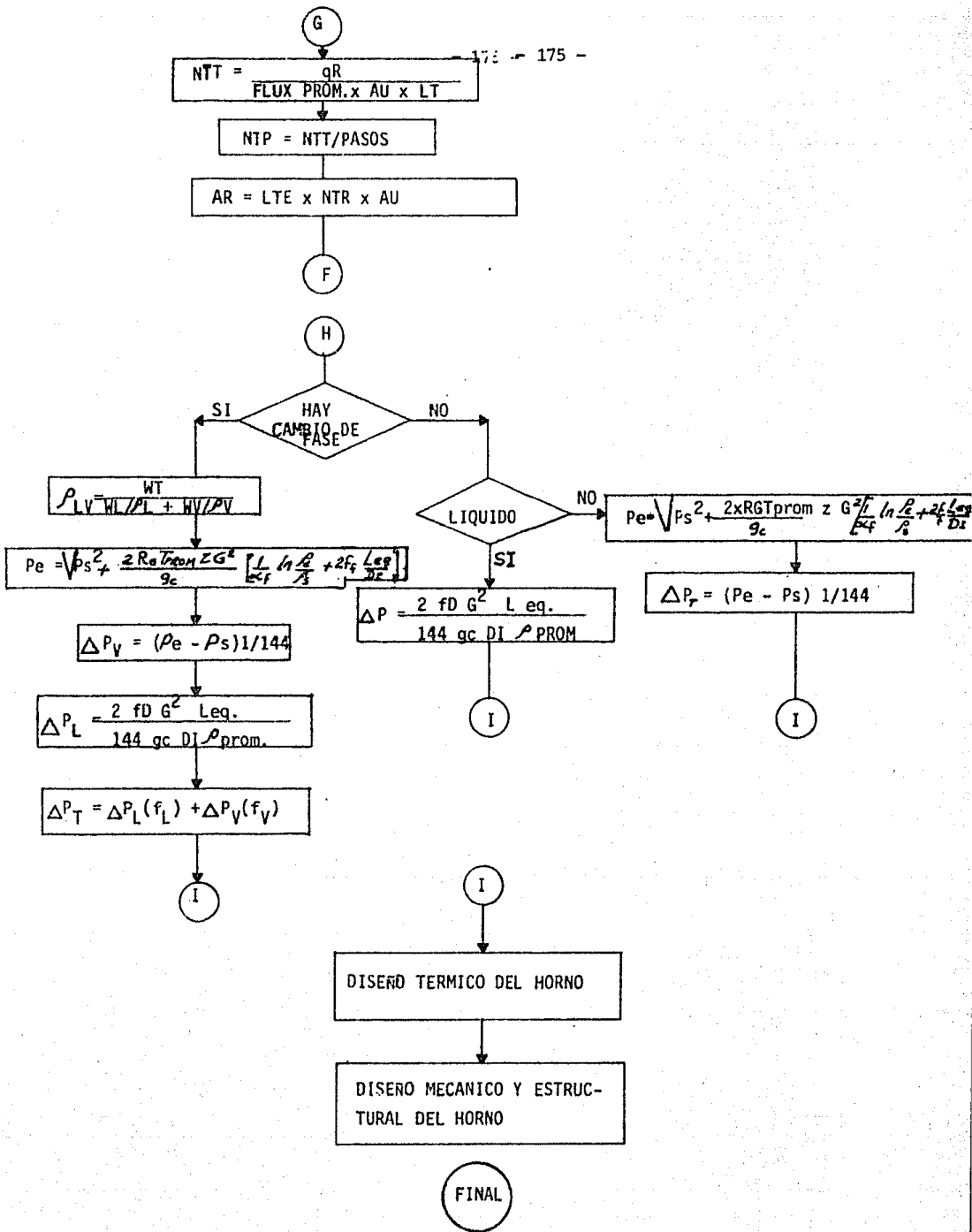






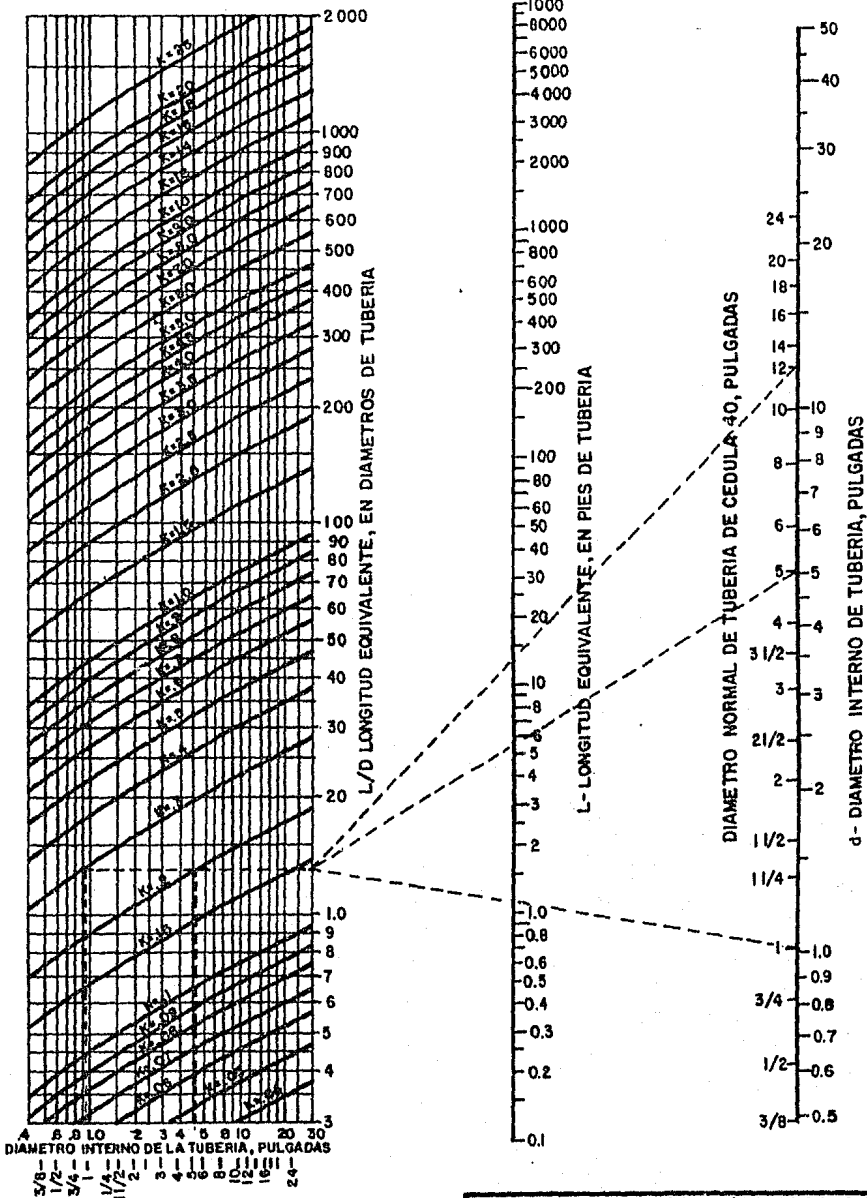








A P P E N D I C E " B "



LONGITUD EQUIVALENTE, L/D Y COEFICIENTE DE RESISTENCIA K.

APENDICE B.1

UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTONOMA DE MEXICO

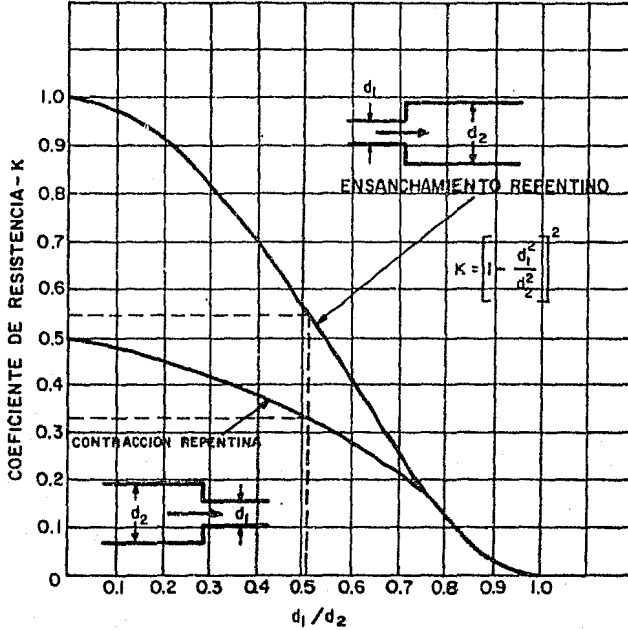
ENEP  
ZARAGOZA

TESIS  
PROFESIONAL

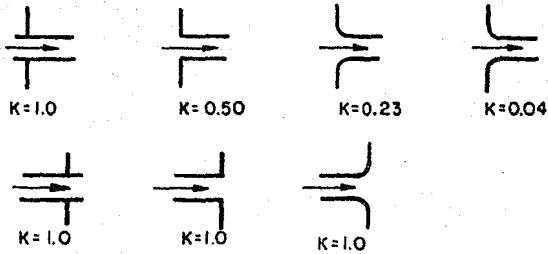
1984

BLANCA I. VAZQUEZ MARTINEZ

RESISTENCIA DEBIDA A UN ENSANCHAMIENTO Y CONTRACCION REPENTINA



RESISTENCIA AL FLUJO, EN TUBERIAS



RESISTENCIA DEBIDA A LA ENTRADA Y SALIDA DE LA TUBERIA

APENDICE B.2

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO		
ENEP ZARAGOZA	TESIS PROFESIONAL	1984
BLANCA I. VAZQUEZ MARTINEZ		

A P E N D I C E " C "

Cálculos para la determinación del horno.

1) Número de servicios.

Se considera que de acuerdo a la carga térmica de los fluidos es conveniente colocar el fluido de servicio (Sobrecalentamiento de vapor de agua) en la zona de radiación por requerir mayores temperaturas y necesitar mayor carga térmica.

2) Características del fluido de proceso.

a) Ensuciamiento.- De acuerdo al factor de ensuciamiento presentado en la hoja de datos de proceso (Apéndice "D"), no existe ninguna restricción - en cuanto a usar tubos verticales u horizontales en la sección de radiación del horno.

b) Tendencias a la coquización.- No existen tendencias de coquización de los fluidos.

c) Incrustación.- No existen tendencias de incrustación del fluido.

3) Carga térmica.

Debido a que se trata de un servicio limpio y de carga térmica no demasiado elevada, es conveniente el uso de un horno cilíndrico de tubos verticales porque su costo es menor y las pérdidas por radiación son menores.

4) Eficiencia.

Debido a que la temperatura de entrada del fluido se encuentra alrededor de  $400^{\circ}\text{F}$ , la eficiencia obtenida por un Horno con sección de radiación y convección oscila entre 84 a 87%.

De acuerdo a ésto el horno se diseñará con una eficiencia del 86%.

5) Flux máximo promedio.

El valor de flux máximo promedio recomendado se puede obtener de la --  
Tabla No. 8.

6) Arreglo de los tubos de la sección de convección.

El número de pasos que determinará el tipo de arreglo de los tubos en la sección de convección es:

	Fluido de proceso	Fluido de servicio
	- Butenos	- Vapor de agua -
No. de pasos	2	10
No. de tubos por hilera	10	10

7) Selección del tipo de área extendida.

Se usaron aletas para los tubos de área de superficie extendida para emplear un combustible gaseoso limpio con lo que se requiere el uso de sopladores de hollín para su limpieza.

8) Exceso de aire.

Se consideró un exceso de aire del 20% por tratarse de combustible gaseoso.

9) Longitud de los tubos del serpentín.

La longitud de los tubos en la sección de radiación fué de aproximadamente 30 pies y la longitud de los tubos en la sección de convección fué de 18 pies aproximadamente.

10) Espacio para la colocación del equipo.

No existe ninguna restricción por espacio, que influya en el tipo de horno a utilizar.

Por requerir mayor carga térmica el servicio de sobrecalentamiento de vapor de agua será instalado en la zona de radiación, por lo que para el diseño del equipo es considerado como flujo principal y el calentamiento de butenos como servicio.

11) A continuación se enlistan los datos necesarios para la determinación de la geometría del horno..

1.- $\eta$ $t_p$	86%
2.- QAS	4.83 MMBTU/h
3.- QAP	46.7 MMBTU/h
4.- FLUXMS	11 000 BTU/h pie <sup>2</sup>
5.- FLUXMP	11 000 BTU/h pie <sup>2</sup>
6.- $\Delta$ PS	10 psi
7.- $\Delta$ PP	25 psi
8.- $G_m$	37 796 lb/h
9.- $G_n$	181 278 lb/h
10.- TSS	370 °F
11.- TS	898 °F
12.- TES	87 °F
13.- TE	317 °F
14.- $K_{FS}$	0.01415 BTU/h pie °F
15.- $K_{FP}$	0.0336 BTU/h pie °F
16.- $\mu_{FS}$	0.0237 lb/h pie
17.- $\mu_{FP}$	0.0382 lb/h pie
18.- $\mu_{WFS}$	0.01936 lb/h pie
19.- $\mu_{WFP}$	0.0363 lb/h pie
20.- $C_{FS}$	0.449 BTU/lb °F
21.- $C_{FP}$	0.511 BTU/lb °F
22.- Sg	0.559
23.- PCI	968.3 BTU/pie <sup>3</sup> st.

24.-	% VAPP	100%
25.-	% VAPS	100%
26.-	% SDP (calor/flujo)	0/10
27.-	% SDS (calor/flujo)	0/0
28.-	FS	0.001 h pie <sup>2</sup> °F/BTU
29.-	FP	0.0005 h pie <sup>2</sup> °F/BTU
30.-	%C (peso)	75.54
31.-	%H <sub>2</sub> (peso)	24.16
32.-	%S <sub>2</sub> (peso)	0.19

12) Eficiencia supuesta del horno.

$$\eta_{tp} = 86\%$$

13) Calor liberado total

$$QL = \frac{(46.7 + 4.83) \text{ MMBTU/h}}{85} \times 100$$

$$QL = 59.9186 \text{ MMBTU/h}$$

14) Calor absorbido por el fluido de proceso en radiación.

$$q_R = 0.69 (46\ 700\ 000 \text{ BTU/h})$$

$$q_R = 32\ 223\ 000 \text{ BTU/h}$$

15) Pérdidas de calor por radiación.

$$\text{total: } q_p = 2.5 \% (59.9186 \text{ MMBTU/h}) = 1.498 \text{ MMBTU/h}$$

$$\text{radiación: } q_{pr} = 1.5 \% (59.9186 \text{ MMBTU/h}) = 0.898779 \text{ MMBTU/h}$$

$$\text{convección: } q_{pc} = 1\% (59.9186 \text{ MMBTU/h}) = 0.599186 \text{ MMBTU/h}$$

16) Selección de flux de calor promedio en la sección de radiación.

De acuerdo a la tabla no. 8

$$\text{FLUX} = 10\ 090 \text{ BTU/h pie}^2$$

17) Número de pasos, diámetro del tubo y número de celdas.

a) Area de radiación.

$$A_R = \frac{32\ 223\ 000\ \text{BTU/h}}{10\ 090\ \text{BTU/h pie}^2}$$

$$A_R = 3\ 193.56\ \text{pie}^2$$

b) Diámetro nominal del serpentín

$$DN = 6\ \text{pulg. de Ced. 40}$$

c) Area unitaria.

$$AU = 1.734\ \text{pie}^2/\text{pie ext.}$$

d) Número de pasos en radiación.

10 pasos

Por lo que la masa velocidad del fluido será:

$$G = \frac{181\ 278\ \text{lb/h}}{3600 \times 10 \times 0.2\ \text{pie}^2}$$

$$A = \left( \frac{6.065\ \text{pulg}}{12\ \text{pulg/pie}} \right)^2 \times \frac{\pi}{4}$$

$$A = 0.2\ \text{pies}^2$$

$$G = 25.2\ \text{lb/seg pie}^2$$

e) Cálculo del número de tubos

$$N_{TT} = 1.253 \times \sqrt{\frac{3\ 193.56\ \text{pie}^2}{1.734\ \text{pie}^2/\text{pie ext.} \times 1\ \text{pie}}}$$

$$DCC = 2 \times DN = 2 \times 6\ \text{pulg.} = 12\ \text{pulg.}$$

$$DCC = 1\ \text{pie}$$

$N_{TT} = 53.773$  como debe ser múltiplo del número de  
pasos se toma el inmediato superior.

$$N_{TT} = 60\ \text{tubos en radiación.}$$



f) Número de tubos por paso

$$N_{TP} = \frac{60}{10}$$

$$N_{TP} = 6 \text{ tubos por paso}$$

g) Longitud efectiva de los tubos.

- Retornos por dentro del cuerpo del horno.

$$LT = \frac{3 \ 193.56 \text{ pie}^2}{60 \times 1.734 \text{ pie}^2/\text{pie ext.}} - 1.5$$

$$LT = 29.2 \text{ pies}$$

- Longitud de la sección de radiación

Considerando un tubo de aleación 9 Cr - 1 Mo, se tiene:

$$CEL = 9.28 \text{ pulg}/100 \text{ pies (Tabla No. 11)}$$

$$LR = 29.2 + 2.0 \times \frac{9.3125 \text{ pulg.}}{12 \text{ pulg/pie}} + \frac{9.28 \text{ pul}/100 \text{ pies}}{12} \times$$

$$\underline{29.2 \text{ pies}} + 1.0$$

$$LR = 31.98 \text{ pies}$$

$$LR = 32 \text{ pies}$$

h) Temperatura promedio de la pared del tubo.

a) Temperatura en el puente

$$TP = 898 - 0.7 (898 - 317)$$

$$TP = 491.3 \text{ }^\circ\text{F}$$

b) Temperatura promedio del fluido de proceso

$$TF = \frac{491.3 \text{ }^\circ\text{F} + 898 \text{ }^\circ\text{F}}{2}$$

$$TF = 694.65 \text{ }^\circ\text{F}$$

c) Temperatura promedio de pared del tubo del serpentín de radiación.

$$Re = \frac{0.5054 \text{ pies} \times 90 \text{ 639 lb/h pie}^2}{0.0382 \text{ lb/h pie}}$$

$$Re = 1 \text{ 199 187.2}$$

$$hi = 0.0234 \frac{0.0336 \text{ BTU/h pie}^{\circ}\text{F}}{0.5054 \text{ pie}} (1 \text{ 199 187.2})^{0.8}$$

$$\left(\frac{0.511 \times 0.0382}{0.0336}\right)^{0.4} \quad \left(\frac{0.0382}{0.0363}\right)^{0.14}$$

$$hi = 92.0 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$TPP = 694.65 + \frac{32 \text{ 223 000 BTU/h}}{3193.56 \text{ pie}^2 \times 92.0 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}}$$

$$TPP = 804.3 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

i) Se selecciona el tipo de material del serpentín.

$$9 \text{ Cr} - 1 \text{ Mo.}$$

j) De la Tabla No. 11 se obtiene el coeficiente de expansión lineal.

$$CEL = 9.28 \text{ pulg/100 pies}$$

k) Dimensiones del Horno.

a) Diámetro de la sección de radiación.

$$CCTUB = \frac{1 \text{ pie}}{\text{sen}\left(\frac{360}{60 \times 2}\right)}$$

$$CCTUB = 19.2 \text{ pies}$$

$$DIAM = 19.2 \text{ pies} + 3 \text{ (6 pulg/12 pulg/pie)}$$

$$DIAM = 20.7 \text{ pies}$$

b) Cálculo del ancho de la sección de convección.

$$CONV = 10 \times 1 \text{ pie} + 6 \text{ pulg/12 pulg/pie}$$

$$CONV = 10.5 \text{ pies}$$

a.5) Factor de corrección.

De la Figura 40 obtenemos:

$$\alpha = 0.71$$

a.6) Area de plano frío equivalente

$$\alpha A_{cp} = 29.2 \text{ pies} \times 1 \text{ pie} \times 60 \text{ tubos} \times 0.71$$

$$\alpha A_{cp} = 1243.92 \text{ pies}^2$$

a.7) Presión parcial de los gases de combustión.

De la Figura 41 obtenemos la presión parcial de los gases de combustión, con el porcentaje de exceso de aire (20%)

$$P = 0.24 \text{ atm}$$

a.8) Producto de presión por longitud

$$PL = 0.24 \text{ atm} \times 11.31 \text{ pies}$$

$$PL = 2.71 \text{ atm} \times \text{pies}$$

a.9) Temperature supuesta de los gases de combustión a la salida de la cámara de radiación.

$$TGR = 1700 \text{ } ^\circ\text{F}$$

a.10) Emisividad de los gases de combustión (Figura 42).

$$E = 0.44$$

a.11) Area de rerradiación.

$$ARR = 3425.4 \text{ pies}^2 - 1243.92 \text{ pies}^2$$

$$ARR = 2181.48 \text{ pies}^2$$

a.12) Area de rerradiación entre el área de plano frío equivalente.

$$\frac{ARR}{\alpha A_{cp}} = \frac{2181.48 \text{ pies}^2}{1243.92 \text{ pies}^2}$$

$$\frac{ARR}{\alpha A_{cp}} = 1.754$$

VI) Con  $F_2$  y la Figura 43 se obtiene el factor de intercambio de calor radiante.

$$F_2 = 0.667$$

VII) Se obtiene la relación.

$$\frac{q_R}{\alpha_{Acp} \times F} = 38\ 008.15$$

VIII) Con éste valor y la temperatura supuesta de los gases de combustión  $TGR_2$ , se encuentra otro punto de la Figura 44.

IX) Es conveniente realizar cuando menos tres iteraciones las cuales por simplificación no serán mostradas, la temperatura real de los gases de combustión será:

$$TGR_R = 1600^\circ F$$

X) Con el valor encontrado de los gases de combustión  $TGR_R$  se obtiene de la Figura 45 la relación:

$$\left(\frac{Q_{PG}}{Q_L}\right)_R = 0.449$$

Por lo que el calor absorbido por el fluido de radiación será:

$$q_R = \left(1 - \frac{Q_{PG}}{Q_L} - \frac{q_{pr}}{Q_L}\right) Q_L$$

$$q_R = (1 - 0.449 - 0.025) 59\ 918\ 600\ \text{BTU/h}$$

$$q_R = 31\ 517\ 183.6\ \text{BTU/h}$$

El valor del Flux real será:

$$\text{FLUX REAL} = \frac{q_R (\text{Real})}{AR} = \frac{31\ 517\ 183.6}{3\ 193.56\ \text{pies}^2} \text{ BTU/h}$$

$$\text{FLUX REAL} = 9869.0\ \text{BTU/h pie}^2$$

Siendo el porciento de calor absorbido en radiación de:

$$\% \text{ de calor absorbido en radiación} \dots\dots\dots 67.5\%$$

b) Evaluación térmica de la sección de convección.

b.1) Ancho de la sección de convección.

$$CONV = (\text{No. de tubos/hilera}) \times DCC + \frac{DN}{12}$$

$$CONV = (10) \times 1 \text{ pie} + \frac{\frac{6 \text{ pulg}}{12}}{1 \text{ pie}}$$

$$Conv = 10.5 \text{ pies}$$

b.2) Area de flujo de sección transversal.

Debido a que el diámetro de los tubos desnudos en convección (escudos) y el diámetro de los tubos de superficie extendida son iguales, el área de flujo de sección transversal tendrá el mismo valor para los dos bancos de tubos.

$$A' = \frac{(D \text{ INT. TUB.})^2}{4}$$

$$A' = 3.1416 \frac{(0.5054 \text{ pies})^2}{4}$$

$$A' = 0.2 \text{ pies}^2$$

b.3) Densidad de gasto másico.

Fluido de proceso  
(vapor de agua)

$$G = \frac{W}{A' \times \text{No. de pasos}}$$

$$G = \frac{181\,278 \text{ lb/h}}{0.2 \text{ pies}^2 \times 10}$$

$$G = 90\,639 \text{ lb/h pie}^2$$

Fluidos de servicio  
(Butenos)

$$G = \frac{W}{A' \times \text{No. de pasos}}$$

$$G = \frac{37\,796 \text{ lb/h}}{0.2 \text{ pies}^2 \times 2}$$

$$G = 94\,490 \text{ lb/h pie}^2$$

b.4) Determinación del número de Reynolds del fluido correspondiente.

Fluido de proceso  
(vapor de agua)

$$RE = \frac{DI \times G}{\mu_{FP}}$$

Fluido de servicio  
(Butenos)

$$RE = \frac{DI \times G}{\mu_{FS}}$$

$$Re = \frac{0.5054 \text{ pies} \times 90639 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \frac{\text{pie}^2}{\text{pie}}}{0.0382 \text{ lb/h pie}} \quad Re = \frac{0.5054 \text{ pies} \times 94\,490 \text{ lb/h pie}^2}{0.0237 \text{ lb/h pie}}$$

$$Re = 1\,199\,187.2$$

$$Re = 2\,014\,989.3$$

b.5) Coeficiente interno de transferencia de calor.

- Fluido de proceso (Vapor de agua)

$$hi = 0.0234 \frac{k_{FP}}{DI} \left( \frac{DI}{FP} \right)^{0.8} \left( \frac{C_{FP} \mu_{FP}}{k_{FP}} \right)^{0.4} \left( \frac{\mu_{FP}}{\mu_{WFP}} \right)^{0.14}$$

$$hi = 0.0234 \frac{0.0336 \text{ BTU/h pie}^{\circ}F}{0.5054 \text{ pies}} (1\,199\,187.2)^{0.8}$$

$$\times \left( \frac{0.511 \text{ BTU/lb}^{\circ}F \times 0.0382 \text{ lb/h pie}}{0.0336 \text{ lb/h pie}} \right)^{0.4} \left( \frac{0.0382 \text{ lb/h pie}}{0.0363 \text{ lb/h pie}} \right)^{0.14}$$

$$hi = 92.0 \text{ BTU/h pie}^{\circ}F$$

- Fluido de servicio (Butenos)

$$hi = 0.0234 \frac{0.01415 \text{ BTU/h pie}}{0.5054 \text{ pies}} (2\,014\,989.3)^{0.8}$$

$$\left( \frac{0.449 \times 0.01936}{0.01415} \right)^{0.4} \left( \frac{0.0237}{0.01936} \right)^{0.14}$$

$$hi = 61.29 \text{ BTU/h pie}^{\circ}F$$

b.6) Area libre de flujo en tubos desnudos

$$APASO = LTC \left[ CONV - XTUB \left( \frac{DEX}{12} \right) \right]$$

$$APASO = 17.74 \text{ pies} [10.5 \text{ pies} - 10 (6.625/12) \text{ pies}]$$

$$APASO = 88.33 \text{ pies}^2$$

b.7) Area libre de flujo en tubos aletados.

La cual es igual para el fluido de servicio y el de proceso, por tener la misma geometría y dimensiones la tubería.

$$APASO = LTC \left[ CONV - \frac{XTUB}{12.0} \left[ (ESAL \times ALTAL \times 2 \times XNAPUL) + DEX \right] \right]$$

$$\text{APASO} = 17.74 \text{ pies} \left[ 10.5 \text{ pies} - \left[ \frac{10}{12.0} \left( 0.05 \times 1 \times 2 \times 5 \right) + 6.625 \right] \text{ pies} \right]$$

$$\text{APASO} = 80.94 \text{ pies}^2$$

- Distancia entre centro de tubos.

$$\text{CCTUBC} = 2.0 \times \text{DN} = 2.0 \times 6 \text{ pulg}$$

$$\text{CCTUBC} = 1 \text{ pie}$$

b.8) Poder calorífico inferior del combustible.

La gravedad específica del combustible se da como dato de:

$$S_g = 0.559 \quad \rho_{\text{AIRE}} = \frac{14.7 \text{ psig} \times 29}{10.073 \times (32+460)} = 0.086$$

Por lo que la densidad del combustible será:

$$\rho_{\text{GAS COMB.}} = \rho_{\text{AIRE}} \times S_g$$

$$\rho_{\text{GAS COMB.}} = 0.086 \text{ lb/pie}^3 \times 0.559$$

$$\rho_{\text{GAS COMB.}} = 0.04808 \text{ lb/pie}^3$$

Y el volumen específico será:

$$V_{\text{ES}} = \frac{1}{\rho_{\text{GAS COMB.}}} = \frac{1}{0.04808 \text{ lb/pie}^3}$$

$$V_{\text{ES}} = 20.79 \text{ pie}^3/\text{lb}$$

El poder calorífico del combustible será:

$$\text{PCI (BTU/lb)} = 968.3 \text{ BTU/pie}^3 \text{ st.} \times 20.79 \text{ pie}^3/\text{lb}$$

$$\text{PCI} = 20\,137.5 \text{ BTU/lb}$$

b.9) Aire para la combustión.

a) Aire teórico

$$\text{AT} = 0.115 (\% \text{ C}) + 0.345 (\% \text{ H}_2) + 0.0432 (\% \text{ S} - \% \text{ O}_2)$$

$$\text{AT} = 0.115 (75.54) + 0.345 (24.16) + 0.0432 (0.19)$$

$$\text{AT} = 17.014 \text{ lb aire/lb de combustible}$$

Aire práctico.

$$A_p = AT \left( 1.0 + \frac{\% \text{ EXC}}{100} \right)$$

$$A_p = 17.014 \text{ lb aire/lb de combustible} \left( 1.0 + \frac{20.0}{100} \right)$$

$$A_p = 20.417 \text{ lb aire/lb comb.}$$

b.10) Flujo de gases de combustión.

$$GC = (A_p + V_{AT} + 1.0) \frac{QL}{PCI}$$

Por manejar combustible gaseoso, el vapor de atomización no es necesario, por lo que  $V_{AT} = 0.0$

$$GC = (20.417 + 1.0) \frac{59\,918.600 \text{ BTU/h}}{20\,137.55 \text{ BTU/lb}}$$

$$GC = 63\,725.56 \text{ lb/h}$$

b.11) Densidad de gasto másico de los gases de combustión.

$$G_g = \frac{GC}{APASO \times 3600} = \frac{63\,725.56 \text{ lb/h}}{88.33 \text{ pies}^2 \times 3600}$$

$$G_g = 0.2 \text{ lb/seg pie}^2$$

b.12) Temperatura media logarítmica.

- Para conocer las temperaturas intermedias (de entrada y salida de los tubos desnudos y aletados), tanto del fluido de proceso como del de servicio y de los gases de combustión, se hace un balance de energía. Las temperaturas de cada sección se encuentran en la Figura 53.

- Calor de proceso absorbido

$$Q_{A \text{ PROCESO}} = 46\,700\,000 \text{ BTU/h}$$

$$Q_{A \text{ RADIACION}} = 31\,517\,183.6 \text{ BTU/h}$$

$$Q_{A \text{ CONVECCION}} = 15\,182\,816.4 \text{ BTU/h}$$



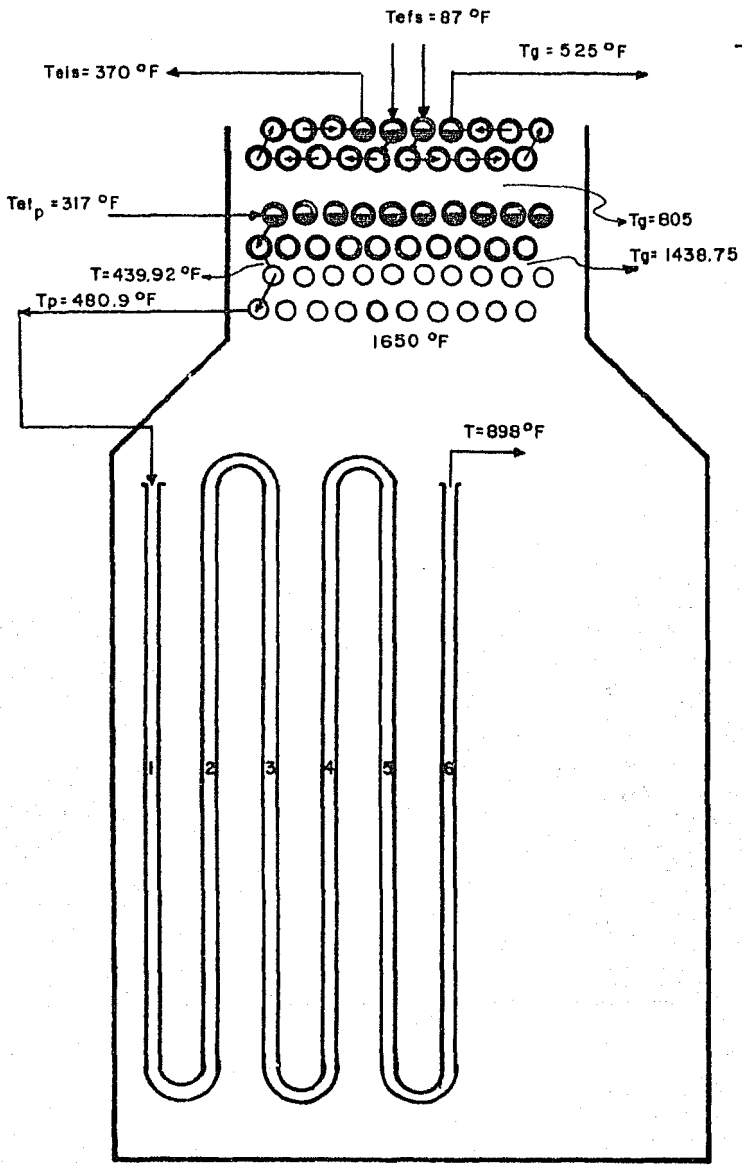


FIG. 53 TEMPERATURA DE LOS GASES DE COMBUSTION Y FLUIDOS DENTRO DE TUBOS

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO		
ENEP ZARAGOZA	TESIS PROFESIONAL	1984
BLANCA I. VAZQUEZ MARTINEZ		

- Por lo que el calor cedido por los gases de combustión será:

$$Q_{\text{CEDIDO GASES}} = 15\ 182\ 816.4 \text{ BTU/h} = G_G \text{ cpg} \Delta T$$

$$15\ 182\ 816.4 \text{ BTU/h} = 63\ 725.56 \text{ lb/h} \times \text{cpg} \times (1650 - T)$$

$$\text{cpg} = (4.0 \times 10^{-5} \times T + 0.25196) \times 0.99191 \text{ (BTU/LB}^{\circ}\text{F)}$$

Cuya solución es iterativa, obteniendo la temperatura de los gases de combustión al salir de los tubos de superficie extendida del fluido de proceso.

$$T = 805 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

- Para encontrar la temperatura intermedia de los gases de combustión al salir del banco de tubos desnudos y de entrada al banco de tubos de superficie extendida, supondremos que se absorbe el 25% del total de convección para el fluido de proceso, por lo que:

$$T_{\text{gsi}} = TGR_R - 0.25 (TGR_R - T)$$

$$T_{\text{gsi}} = 1650^{\circ}\text{F} - 0.25 (1650^{\circ}\text{F} - 805^{\circ}\text{F})$$

$$T_{\text{gsi}} = 1438.75^{\circ}\text{F}$$

- El calor absorbido por el fluido de servicio será:

$$Q_{\text{SERVICIO}} = 4\ 830\ 000 \text{ BTU/h} = Q_{\text{CEDIDO GASES}} = G_C \times \text{cpg} \times T$$

$$4\ 830\ 000 \text{ BTU/h} = 63\ 725.56 \text{ lb/h} \times \text{cpg} \times (805 - T)$$

En este caso es similar al anterior, por lo que después de varias iteraciones obtenemos:

- La temperatura en el puente se calcula por medio de la siguiente fórmula:

$$T_p = T_E + \frac{Q_A \text{ fluido de proceso en convección}}{G_m \times c_{fp}}$$

$$T_p = 317^{\circ}\text{F} + \frac{15\,182\,816.4\ \text{BTU/h}}{181\,278\ \text{lb/h} \times 0.511\ \text{BTU/lb}^{\circ}\text{F}}$$

$$T_p = 480.9^{\circ}\text{F}$$

- Diferencia de temperaturas en el paso de radiación a convección.

$$\Delta T_1 = T_{GR} - T_p = 1650.0^{\circ}\text{F} - 480.9^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta T_1 = 1169.1^{\circ}\text{F}$$

- Temperatura de los gases de combustión a la salida del banco de tubos desnudos.- La cual ya fué calculada anteriormente.

$$T_{gs1} = 1438.75^{\circ}\text{F}$$

- Temperatura del fluido en el paso del banco de tubos desnudos al de superficie extendida.

$$T_{eip} = T_p - 0.25 (T_p - T_{ef})$$

$$T_{eip} = 480.9^{\circ}\text{F} - 0.25 (480.9^{\circ}\text{F} - 317^{\circ}\text{F})$$

$$T_{eip} = 439.92^{\circ}\text{F}$$

- Diferencia de temperaturas entre los gases de combustión y el fluido en el paso de tubos desnudos y tubos aletados.

$$\Delta T_2 = T_{gs1} - T_{eip}$$

$$\Delta T_2 = 1438.75^{\circ}\text{F} - 439.92^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta T_2 = 998.83^{\circ}\text{F}$$

- Diferencia media logarítmica en el banco de tubos de superficie desnuda.

$$(\text{LMTD})_{ce} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

$$(\text{LMTD})_{ce} = \frac{1169.1^{\circ}\text{F} - 998.83^{\circ}\text{F}}{\ln \frac{1169.1^{\circ}\text{F}}{998.83^{\circ}\text{F}}}$$

$$(LMTD)_{CE} = 1081.73 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Para la sección de tubos de superficie extendida (fluido de proceso)

$$\Delta T_3 = T_{GS} - T_E$$

$$\Delta T_3 = 805 \text{ } ^\circ\text{F} - 317 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_3 = 488 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- La diferencia media logarítmica en el banco de tubos de superficie extendida, para el fluido de proceso es:

$$(LMTD)_C = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_3}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_3}}$$

$$(LMTD)_C = \frac{(998.83 - 488) \text{ } ^\circ\text{F}}{\ln \frac{998.83 \text{ } ^\circ\text{F}}{488 \text{ } ^\circ\text{F}}}$$

$$(LMTD)_C = 713.18 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Para el fluido de servicio se tiene:

$$T_{gs} = 525 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{ss} = 370 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{es} = 87 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{gsis} = T_{GS} = 805 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_1 = T_{gsis} - T_{SS}$$

$$\Delta T_1 = 805 \text{ } ^\circ\text{F} - 370 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_1 = 435 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_3 = T_{gs} - T_{ES}$$

$$\Delta T_3 = 525 \text{ } ^\circ\text{F} - 87 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_3 = 438 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- La temperatura media logarítmica para el fluido de servicio será:

$$(LMTD)_S = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_3}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_3}}$$

$$(LMTD)_S = \frac{435^{\circ}\text{F} - 438^{\circ}\text{F}}{\ln \frac{435^{\circ}\text{F}}{438^{\circ}\text{F}}}$$

$$(LMTD)_S = 436.50^{\circ}\text{F}$$

Se realizaron primero los cálculos correspondientes al fluido de proceso y en seguida los correspondientes al fluido de servicio, con objeto de -- hacerlo más claro.

b.13) Temperatura promedio de la película del gas en el banco considerado. (Tubo escudo-Proceso)

a) Temperatura promedio de la pared del tubo.

$$T_{pfe} = \frac{T_e + T_s}{2.0} = \frac{T_{eip} + T_p}{2.0}$$

$$T_{pfe} = \frac{439.92^{\circ}\text{F} + 480.9^{\circ}\text{F}}{2.0}$$

$$T_{pfe} = 460.41^{\circ}\text{F}$$

$$TPC = T_{pfe} + 100^{\circ}\text{F}$$

$$TPC = 460.41^{\circ}\text{F} + 100^{\circ}\text{F}$$

$$TPC = 560.41^{\circ}\text{F}$$

b) Temperatura promedio de los gases de combustión.

$$T_{gm} = T_{pfe} + (LMTD)_{CE}$$

$$T_{gm} = 460.41^{\circ}\text{F} + 1081.73^{\circ}\text{F}$$

$$T_{gm} = 1542.14^{\circ}\text{F}$$

c) Temperatura promedio de película.

$$T_{f\alpha} = T_{pfe} + (\text{LMTD})_{CE} / 2.0$$

$$T_{f\alpha} = 460.41 \text{ } ^\circ\text{F} + (1081.73 \text{ } ^\circ\text{F}) / 2.0$$

$$T_{f\alpha} = 1001.27 \text{ } ^\circ\text{F}$$

b.14) Coeficiente de convección por fuera de tubos.

$$h_{\text{CTE}} = \frac{1.6 \text{ Gg}^{1/3} (T_{f\alpha} + 460)^{0.3}}{\text{DEX}^{1/3}}$$

$$h_{\text{CTE}} = \frac{1.6 (0.2 \text{ lb/seg pie}^2)^{1/3} (1001.27 \text{ } ^\circ\text{F} + 460)^{0.3}}{(6.625 \text{ pulg})^{1/3}}$$

$$h_{\text{CTE}} = 4.434 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

b.15) Area de tubo liso.

$$A_{\text{IT}} = X_{\text{TUB}} \times \text{LTC} \times \text{AU}$$

$$A_{\text{IT}} = 10 \times 17.74 \text{ pies} \times 1.734 \text{ pie}^2 / \text{pie}$$

$$A_{\text{IT}} = 307.61 \text{ pie}^2$$

b.16) Coeficiente de transferencia de calor por radiación.

De la Figura 48 con  $T_{\text{gm}} = 1542.14 \text{ } ^\circ\text{F}$  y  $T_{\text{PC}} = 560.41 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$h_r = 3.04 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

b.17) Coeficiente de radiación debido a las paredes del refractario

Figura 49.

$$h_{\text{cw}} = 10.74 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

b.18) Corrección por radiación.

- Distancia vertical entre hileras o camas.

$$S't = \text{sen } \alpha \times \text{CCTUBC}$$

$$S't = \text{sen } 60^\circ \times 1 \text{ pie}$$

$$S't = 0.866 \text{ pies}$$

- Se calcula el área de refractario efectiva.

$$A_w = 5'1. \times LT \times 2.0$$

$$A_w = 0.866 \text{ pies} \times 17.74 \text{ pies} \times 2.0$$

$$A_w = 30.72 \text{ pies}^2$$

- Factor que toma en cuenta la radiación de las paredes.

$$B = \frac{h_{cw}}{(h_{CTE} + h_r + h_{cw})} \times \frac{A_w}{A't}$$

$$B = \frac{10.74 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{(4.434 + 3.04 + 10.74) \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} \times \frac{30.72 \text{ pies}^2}{307.61 \text{ pies}^2}$$

$$B = 0.0589$$

b.19) Coeficiente de película equivalente de transferencia de calor.

$$h_{ce} = (1 + B) \times (h_{CTE} + h_r)$$

$$h_{ce} = (1 + 0.0589) \times (4.434 + 3.04) \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{ce} = 7.91 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

b.20) Coeficiente total de transferencia de calor.

$$U_{LTD} = \frac{h_{ce} \times h_i}{h_{ce} + h_i}$$

$$U_{LTD} = \frac{7.91 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 92.00 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{(7.91 + 92.00) \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$U_{LTD} = 7.284 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Considerando el ensuciamiento del tubo.

$$U_{TD} = \frac{1}{\frac{1}{U_{LTD}} + FP}$$

$$U_{TD} = \frac{1}{\frac{1}{7.284 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} + 0.0005 \text{ h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}/\text{BTU}}$$

$$U_{TD} = 7.257 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Area de transferencia de la sección de tubos escudo. Considerando 2 -  
hileras de tubos desnudos.

$$A_S = N_{HILTD} \times A'^t$$

$$A_S = 2 \times 307.612 \text{ pies}^2$$

$$A_S = 615.224 \text{ pies}^2$$

- Calor absorbido por el fluido de proceso en la sección de tubos escudo.

$$q_{TUB \text{ DES}} = U_{TD} \times A'^t \times N_{HILTD} \times (LMTD)_{CE}$$

$$q_{TUB \text{ DES}} = 7.257 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 615.224 \text{ pies}^2 \times 1081.73 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$q_{TUB \text{ DES}} = 4 \ 829 \ 578.9 \text{ BTU/h}$$

b.21) Evaluación de la sección de superficie extendida (proceso).

A continuación solo se darán los resultados obtenidos por tratarse  
de una secuencia similar a la anterior.

- Temperatura promedio del fluido en el banco de tubos de superficie ex  
tendida.  $T_{pf} = 378.46 \text{ } ^\circ\text{F}$

- Temperatura promedio de la pared del tubo.

$$T_{PC} = 478.46 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Temperatura promedio de los gases de combustión.

$$T_{gm} = 1 \ 091.64 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Temperatura promedio de película.

$$T_{fo} = 735.05 \text{ } ^\circ\text{F}$$



- Coeficiente de convección por fuera de tubos.

$$h_{DAE} = 2.781 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Corrección del coeficiente por la eficiencia de absorción de la aleta.

$$K = 175 \text{ BRU/h pie}^2 \text{ (} ^\circ\text{F/pulg)} = 14.6 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ (} ^\circ\text{F/pie)}$$

$$\text{ALTAL} = 1 \text{ pulg.} = 0.083 \text{ pies}$$

$$\text{ESAL} = 0.05 \text{ pulg.} = 0.004167 \text{ pies}$$

$$\text{FACTOR} = 0.794$$

- Area de tubo liso.

$$A'T = 307.61 \text{ pies}^2$$

- Area de tubo de superficie extendida (aletado)

$$A_f = 3541.3 \text{ pies}^2$$

- Coeficiente de transferencia de calor por radiación (Figura 48).

$$h_r = 1.98 \text{ BTU/h pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Coeficiente de radiación debido a las paredes del refractario (Figura 49)

$$h_{cw} = 8.2 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Eficiencia de aleta (Figura 46).

$$E = 0.84$$

- Coeficiente de película corregido.

$$h_f = 26.89 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Factor que toma en cuenta la radiación de las paredes.

$$B = 0.022$$

- Coeficiente de película equivalente de transferencia de calor.

$$h_{ce} = 29.505 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Coeficiente total de transferencia de calor.

$$UL_{TA} = 22.34 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Considerando el ensuciamiento del tubo.

$$U_{TA} = 22.093 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Calor absorbido en radiación más calor absorbido en tubos sucios.

$$q_{\text{ABS RAD}} + \text{IDES} = 36\,346\,762.5 \text{ BTU/h}$$

- Por lo que el calor que deberá absorber el banco de tubos de superficie extendida es:

$$q_{\text{ABS TA}} = 10\,353\,237.5 \text{ BTU/h}$$

- Area de tubos aletados.

$$A_{TA} = 657.086 \text{ pies}^2$$

- Por lo que el número de hileras de tubos de superficie extendida necesarias será:

$$NH_{TA} = 2 \text{ hileras de tubos aletados.}$$

b.2 ) Evaluación de la sección de superficie extendida (fluido de servicio-butenos).

- Temperatura promedio del fluido de servicio en el banco de tubos de superficie extendida.

$$T_{\text{pfs}} = 228.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Temperatura promedio de la pared del tubo.

$$T_{\text{Pc}_g} = 328.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Temperatura promedio de los gases de combustión.

$$T_{\text{gms}} = 665 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Temperatura promedio de película.

$$T_{\text{f}_g} = 446.75 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Coeficiente de convección por fuera de tubos alataados.

$$h_{GAEs} = 2.574 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Corrección del coeficiente por la eficiencia de absorción de la aleta.

$$K = 173 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ (} ^\circ\text{F/pulg)} = 14.417 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ (} ^\circ\text{F/pie)}$$

$$\text{ALTAL} = 1 \text{ pulg.} = 0.083 \text{ pies}$$

$$\text{ESAL} = 0.05 \text{ pulg.} = 0.004167 \text{ pies}$$

$$\text{FACTOR} = 0.768$$

- Area de tubo liso.

$$A'T = 307.61 \text{ pies}^2$$

- Area de tubo de superficie extendida (alataado)

$$A_f = 3 \ 541.3 \text{ pies}^2$$

- Coeficiente de radiación (Figura 48).

$$h_r = 0.98 \text{ BTU/h pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Coeficiente de radiación debido a las paredes del refractario (Figura 49).

$$h_{cw} = 5.1 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Eficiencia de aleta (Figura 46).

$$\epsilon = 0.851$$

- Coeficiente de película corregido.

$$h_p = 27.791 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Factor que toma en cuenta la radiación de las paredes.

$$B = 0.015$$

- Coeficiente de película equivalente de transferencia de calor.

$$h_{ce} = 29.203 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Coeficiente total de transferencia de calor.

$$U_{LTA} = 19.779 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Considerando el ensuciamiento del tubo.

$$U_{TA} = 19.395 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- El calor requerido por absorber es:

$$QA_S = 4\ 830\ 000 \text{ BTU/h}$$

- Area de tubos aletados.

$$A_{TAS} = 570.523 \text{ pies}^2$$

- Número de hileras de tubos de superficie extendida.

$$NH_{TAS} = 2 \text{ hileras de tubos aletados.}$$

#### 19) Cálculo para la determinación de la caída de presión.

Para la determinación de la caída de presión del fluido dentro del serpentín del horno, se requiere la determinación del diámetro de los cabezales siguientes:

- Cabezal de entrada del fluido de proceso.
- Cabezal recolector en convección.
- Cabezal de alimentación a la sección de radiación.
- Cabezal recolector de salida del fluido de proceso.

La determinación de los cabezales, solo se requiere para el fluido de vapor de agua, ya que en el caso de los butenos, sólo presenta dos pasos, con dos hileras de tubos en convección; lo que hace innecesario la instalación de cabezales recolectores y/o distribuidores.

Las velocidades recomendadas para el vapor de agua sobrecalentado son las siguientes:

	Velocidad recomendada (pie/seg)	
Vapor sobrecalentado	Max.	250
	Min.	180

Para el cálculo del diámetro de la tubería, se utilizará la fórmula -- siguiente:

$$D_C = \frac{0.0509 \times W_t}{\rho \times v}$$

$D_C$  : Diámetro calculado (pulg)

$W_t$  : Flujo (lb/h)

$\rho$  : Densidad promedio (lb/pie<sup>3</sup>)

$v$  : Velocidad recomendada (pie/seg)

#### 19.1) Determinación del diámetro de los cabezales.

##### - Cabezal de entrada del fluido de proceso

Flujo de diseño..... 181 278 lb/h

Flujo de operación..... 163 150 lb/h

Densidad..... 0.1429 lb/pi<sup>3</sup>

Con  $v = 200$  pie/seg.....  $D_C = 17.97$  pulg.

Con  $v = 180$  pies/seg.....  $D_C = 18.9399$  pulg.

DN = 20 pulg. Ced 40

OI = 18.814 pulg.

DE = 20 pulg.

##### - Cabezal recolector en convección.

Flujo de diseño..... 181 278 lb/h

Flujo de operación..... 163 150 lb/h

Densidad..... 0.1149 lb/pie<sup>3</sup>

Con v = 200 pie/seg.....  $D_C = 20.038$  pulg

Con v = 180 pie/seg.....  $D_C = 21.122$  pulg

DN = 24 pulg. Ced 40

DI = 22.626 pulg.

DE = 24 pulg.

- Se consideran dos salidas en el cabezal recolector de convección, los cuales tendrán un diámetro de:

Con v = 200 pie/seg.....  $D_C = 12.705$  pulg

Con v = 180 pie/seg.....  $D_C = 14.935$  pulg

DN = 16 pulg. Ced. 40

DI = 15 pulg.

DE = 16 pulg.

- Cabezal de alimentación a la sección de radiación.

El cabezal de alimentación a radiación será del mismo diámetro que el cabezal de salida de convección por mantenerse aproximadamente a la misma temperatura y presión.

- Cabezal recolector de salida del fluido de proceso.

Flujo de diseño..... 181 278 lb/h

Flujo de operación..... 163 150 lb/h

Densidad..... 0.055

Con v = 200 pies/seg..... 28.962 pulg.

Con v = 180 pies/seg..... 30.529 pulg.

DN = 30 pulg Ced. 30

DI = 28.75 pulg

DE = 30 pulg.

19.2) Determinación de la longitud equivalente.

a) Longitud equivalente para accesorios

a.1) Cabezal principal de entrada a convección "T".

Del apéndice "A" - 30 del Crane considerando el caso para ramales.

$$\frac{L}{D} = 60$$

$$DI_{20} = 18.814 \text{ pulg.}$$

$$L = 60 \times \frac{18.814 \text{ pulg}}{12 \frac{\text{pulg}}{\text{pie}}}$$

$$L = 94.07 \text{ pies}$$

a.2) Salida del cabezal de convección y entrada al serpentín de radiación. Del apéndice "A" - 26 del Crane (apéndice B.1).

$$K_{\text{salida}} = 1.0$$

$$K_{\text{entrada}} = 0.5$$

$$K_T = 1.5$$

$$K = \frac{L}{D} \text{ ft}$$

$$\frac{L}{D} = \frac{1.5}{0.015} = 100$$

$$\frac{L}{D} = 100$$

$$L = 100 \left( \frac{6.065 \text{ pies}}{12} \right)$$

$$L = 50.542 \text{ pies}$$

a.3) Retornos en "U"

No. de retornos en "U"

$$DI_6 = 6.065 \text{ pulg.}$$

Del apéndice "A" - 30 del Crane

$$\frac{L}{D} = 50$$

$$L = 50 \times \frac{6.065 \text{ pulg}}{12 \frac{\text{pulg}}{\text{pie}}} \times 8 \text{ (No. de retornos)}$$

$$L = 202.167 \text{ pies}$$

a.4) Salida del cabezal recolector de convección.

$$K = 1$$

$$DI_{16} = 15 \text{ pulg}$$

$$ft = 0.0125$$

$$\frac{L}{D} = \frac{K}{ft} = 80$$

$$L = 80 \times \frac{15 \text{ pulg}}{12 \frac{\text{pulg}}{\text{pie}}}$$

$$L = 100 \text{ pies}$$

a.5) Salida del cabezal recolector de radiación "T". Del apéndice -  
"A" - 30 del Crane.

$$\frac{L}{D} = 60$$

$$DI_{30} = 28.75 \text{ pulg}$$

$$L = 60 \times \frac{28.75 \text{ pulg}}{12 \frac{\text{pulg}}{\text{pie}}}$$

$$L = 143.75 \text{ pies}$$



a.6) Codos de 90°

Considerando dos codos de 90°, uno a la salida del cabezal recolector en convección y el otro a la salida del cabezal repartidor de radiación. Del apéndice "A" - 30 del Crane

$$\frac{L}{D} = 30$$

$$DI_{16} = 15 \text{ pulg}$$

$$L = 30 \times \frac{15}{12} \text{ pies} = 37.5 \text{ pies}$$

$$L = 37.5 \text{ pies} \times 2 \text{ (No. de accesorios considerados)}$$

$$L = 75 \text{ pies}$$

a.7) Codo de 90° del serpentín de radiación.

$$\frac{L}{D} = 30$$

$$DI_6 = 6.065 \text{ pulg}$$

$$L = 30 \times \frac{6.065}{12} \text{ pies} = 15.162 \text{ pies}$$

$$L = 15.162 \text{ pies}$$

a.8) Entradas

Al cabezal recolector de convección

$$K = 0.23$$

Del Crane "A" -31 (Apéndice B.2)

$$L/D = 20$$

$$DI_{24} = 22.626 \text{ pulg}$$

$$L = 20 \times \frac{22.626 \text{ pulg}}{12 \frac{\text{pulg}}{\text{pie}}}$$

$$L = 37.71 \text{ pies}$$

- Crossover

$$L/D = 20$$

$$DI_{24} = 22.626 \text{ pulg}$$

$$L = 20 \times \frac{22.626}{12} \text{ pies}$$

$$L = 37.71 \text{ pies}$$

- Cabezal recolector de radiación.

$$L/D = 21$$

$$DI_{30} = 28.75 \text{ pulg}$$

$$L = 21 \times \frac{28.75}{12} \text{ pies}$$

$$L = 50.3125 \text{ pies}$$

$$L_T = 125.7325 \text{ pies}$$

$$L_T \text{ (ACCESORIOS)} = 806.45 \text{ pies}$$

b) Longitud de tramo recto

b.1) Sección de convección para el fluido de proceso (vapor de agua).

$$L = (17.74 + 2 \text{ saliente para soldadura}) \text{ pies} \times 4 \text{ hileras de tubos}$$

$$L = 78.96 \text{ pies}$$

b.2) Tubos de la sección de radiación.

$$L = (29.2 \text{ pies}) \times 6 \text{ hileras de tubos}$$

$$L = 175.2 \text{ pies}$$

$$L_T = (\text{TRAMO RECTO}) = 254.16 \text{ pies}$$

19.3) Cálculo de la caída de presión.

Debido a que se tiene un diámetro diferente para cada segmento, no es conveniente usar la ecuación del punto IV.3.3.2, ya que se requeriría la presión de entrada y salida para cada segmento, la cual desconocemos.

Para el cálculo de la caída de presión se utilizará la siguiente fórmula:

$$\Delta P = 0.47 \left( \frac{DI + 3.6}{DI^6} \right) \times \frac{Gm^2 \times L}{\rho}$$

$\Delta P$  : Caída de presión (lb/pulg<sup>2</sup>)

DI: Diámetro interno de la tubería (pulg)

Gm: Velocidad de flujo (lb/seg)

L : Longitud equivalente de la tubería (pies)

$\rho$  : Densidad promedio del fluido (lb/pie<sup>3</sup>)

- Para el cálculo de caída de presión se realizó de acuerdo a la --

Figura 54 por tramos.

TRAMO 1 - 2

DI = 18.814 pulg

Gm<sub>op</sub> = 45.32 lb/seg

$\Delta P_{op}$  = 0.3349 psi

Gm<sub>diseño</sub> = 50.355 lb/seg

$\Delta P_{dis}$  = 0.4135 psi

$\rho$  = 0.1458 lb/pie<sup>3</sup>

L = 94.07 pies + 6 pies de tramo recto = 100.07 pies

TRAMO 2 - 3

- Entrada al serpentín de convección.

K = 0.23

L/D = 15

L = 7.6 pies

DI<sub>G</sub> = 6.065 pulg

$\Delta P_{op}$  = 0.097 psi

Gm<sub>op</sub> = 4.532 lb/seg

$\Delta P_{dis}$  = 0.024 psi

Gm<sub>dis</sub> = 5.0355 lb/seg

$\rho$  = 0.1458 lb/pie<sup>3</sup>

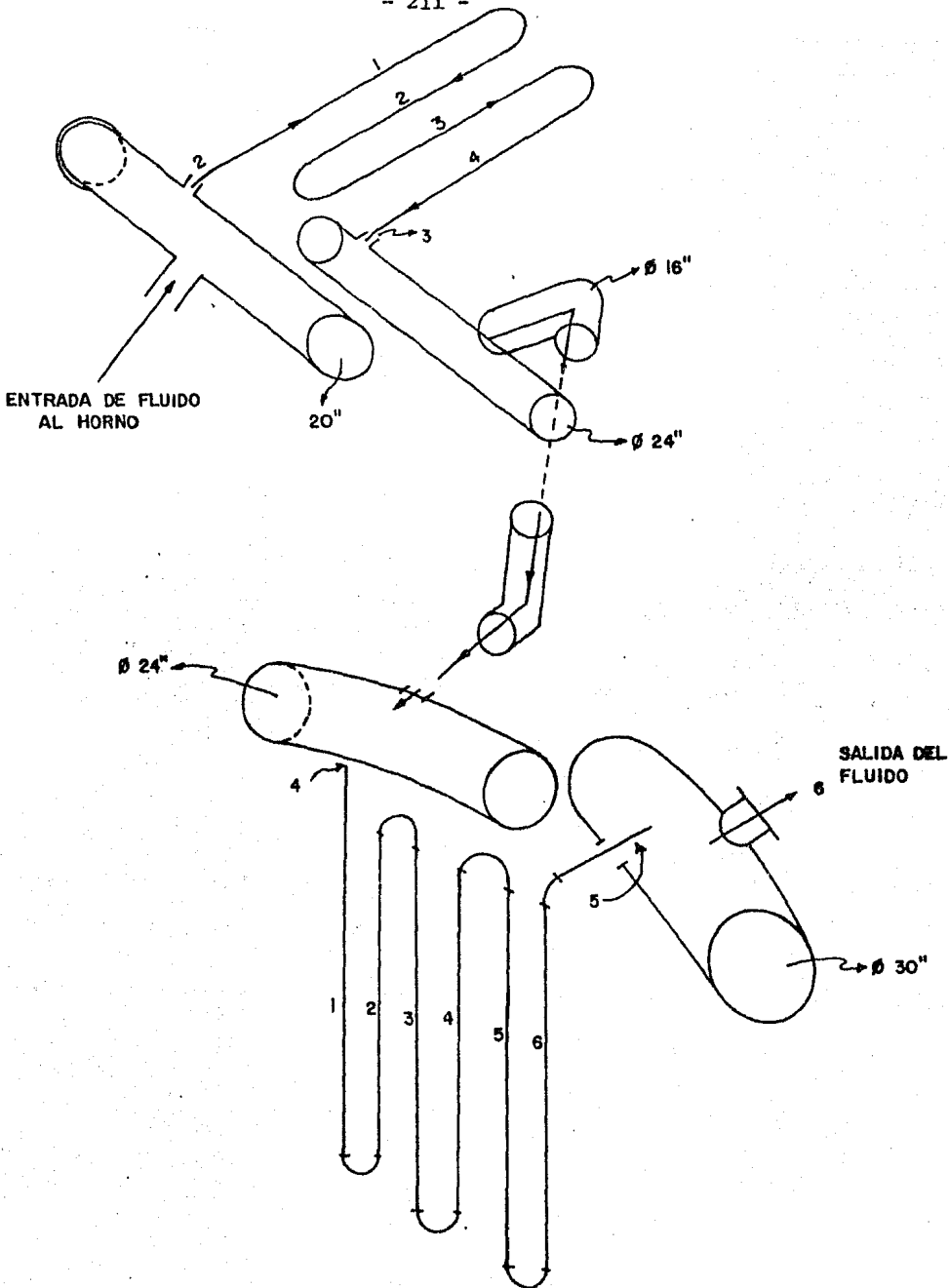


FIG. 54 CALCULO DE CAIDA DE PRESION PARA VAPOR DE AGUA.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO		
ENEP	TESIS	1984
ZARAGOZA	PROFESIONAL	
BLANCA I. VAZQUEZ MARTINEZ		

- Serpentin de Convección

$$L = 78.96 \text{ pies} + 3 \text{ retornos} \times 25.27 \text{ pies} = 154.77 \text{ pies}$$

$$\dot{m}_{op} = 4.5320 \text{ lb/seg}$$

$$\dot{m}_{dis} = 5.0355 \text{ lb/seg}$$

$$\Delta P_{op} = 2.3433 \text{ psi}$$

$$DI_G = 6.065 \text{ pulg.}$$

$$\Delta P_{dis} = 2.893 \text{ psi}$$

$$\rho = 0.1238 \text{ lb/pie}^3$$

TRAMO DE 3-4

- Entrada al serpentín recolector de convección.

$$K = 1$$

$$L/D = 67$$

$$L = 33.863 \text{ pies}$$

$$DI_G = 6.605 \text{ pulg}$$

$$\Delta P_{op} = 0.59 \text{ psi}$$

$$\dot{m}_{op} = 4.532 \text{ lb/seg}$$

$$\Delta P_{dis} = 0.7283 \text{ psi}$$

$$\dot{m}_{dis} = 5.0355 \text{ lb/seg}$$

$$\rho = 0.1076 \text{ lb/pie}^3$$

A través del cabezal recolector de convección al distribuidor de -- radiación.

$$K = 0.23$$

$$DI_{24} = 22.626 \text{ pulg}$$

$$L/D = 20$$

$$L = 37.71 \text{ pies (entrada)} + 5 \text{ pies (tramo recto)} = 42.71 \text{ pies}$$

$$\dot{m}_{op} = 45.32 \text{ lb/seg}$$

$$\dot{m}_{dis} = 50.355 \text{ lb/seg}$$

$$\Delta P_{op} = 0.0749 \text{ psi}$$

$$\rho = 0.1076 \text{ lb/pie}^3$$

$$\Delta P_{dis} = 0.0927 \text{ psi}$$

- Por los codos y entrada al cabezal distribuidor de radiación.

$$K = 0.23 \text{ (entrada)}$$

$$DI_{16} = 15 \text{ pulg}$$

$$L/D = 19$$

$$L = 23.75 \text{ pies (entrada)} + 37.5 \times 2 \text{ codos} = 98.75 \text{ pies}$$

$$G_{n_{op}} = 22.66 \text{ lb/seg}$$

$$\Delta P_{op} = 0.3617 \text{ psi}$$

$$G_{n_{dis}} = 25.178 \text{ lb/seg}$$

$$\Delta P_{dis} = 0.4465 \text{ psi}$$

$$f = 0.1076 \text{ lb/pie}^3$$

- Del cabezal distribuidor de radiación a la entrada del serpentín de radiación.

$$K = 0.23$$

$$DI_{24} = 22.626 \text{ pulg}$$

$$L/D = 20$$

$$L = 37.71 \text{ pies} + 5 \text{ pies de tramo recto} = 42.71 \text{ pies}$$

$$G_{n_{op}} = 45.32 \text{ lb/seg}$$

$$G_{n_{dis}} = 50.355 \text{ lb/seg}$$

$$\Delta P_{op} = 0.0749 \text{ psi}$$

$$f = 0.1076 \text{ lb/pie}^3$$

$$\Delta P_{dis} = 0.0925 \text{ psi}$$

TRAMO DE 4 - 5

$$DI_6 = 6.065 \text{ pulg}$$

$$L = 175.2 \text{ pies (tramo recto)} + 25.27 \text{ pies} \times 5 \text{ (retornos en "U")}$$

$$L = 301.55 \text{ pies}$$

$$G_{n_{op}} = 4.532 \text{ lb/seg}$$

$$\Delta P_{op} = 9.3325 \text{ psi}$$

$$G_{n_{dis}} = 5.0355 \text{ lb/seg}$$

$$\Delta P_{dis} = 11.5213 \text{ psi}$$

$$f = 0.06057 \text{ lb/pie}^3$$

- Salida del serpentín de radiación.

$$n = 1$$

$$DI_G = 6.065 \text{ pulg}$$

$$L/D = 67$$

$$L = 53.863 \text{ pies}$$

$$G_{op} = 4.532 \text{ lb/seg}$$

$$\Delta P_{op} = 1.507 \text{ psi}$$

$$G_{dis} = 5.0355 \text{ lb/seg}$$

$$\Delta P_{dis} = 1.860 \text{ psi}$$

$$f = 0.04212 \text{ lb/pie}^3$$

TRAMO DE 5 - 6

$$K = 0.23$$

$$DI_{30} = 28.75 \text{ pulg}$$

$$L/D = 22$$

$L = 52.71 \text{ pies (entrada a la tubería de transportación) + 30 pies de tramo recto}$

$$L = 82.71 \text{ pies}$$

$$G_{op} = 45.32 \text{ lb/seg}$$

$$\Delta P_{op} = 0.1086 \text{ psi}$$

$$G_{dis} = 50.355 \text{ lb/seg}$$

$$\Delta P_{dis} = 0.13405 \text{ psi}$$

$$f = 0.042123 \text{ lb/pie}^3$$

Los resultados de la caída de presión para el vapor de agua se pueden resumir en la siguiente tabla.

CONCEPTO / TRAMO		1-2	2-3	3-4	4-5	5-6
P en el tramo	Operación	0.3349	2.4403	1.1015	10.8395	0.1086
	Diseño	0.4135	2.917	1.36	13.3813	0.13405
P punto considerado	Operación	0.3349	2.7752	3.8767	14.7162	14.8248
	Diseño	0.4135	3.3305	4.6905	18.0718	18.206

Cuyos resultados complen perfectamente con la caída de presión permitida máxima de 30 psi.

Para la caída de presión de los Butenos no es necesario dimensionar cabezales por tratarse de dos pasos. La caída de presión se calcula en -- forma similar dando como resultado:

$$L = 25.27 \text{ pies} \times 9 \text{ (retornos en "U")} + 17.74 \text{ pies} \times 10 \text{ (longitud de tramo recto)} + 15.1625 \times 4 \text{ (codos de } 90^\circ)$$

$$L = 465.48 \text{ pies}$$

$$DI_G = 6.065 \text{ pulg}$$

$$P = 3.43 \text{ psi}$$

$$G_{m_{op}} = 5.25 \text{ lb/seg}$$

$$G_{m_{dis}} = 5.25 \text{ lb/seg}$$

$$f = 0.3415 \text{ lb/pie}^3$$

## 20) Dimensionamiento de la chimenea del horno.

Considerando una chimenea con tiro natural, por las razones expuestas anteriormente, tenemos que el diámetro de la chimenea correspondiente al gasto másico de los gases de combustión de:

$$GC = 63\,725.56 \text{ lb/h}$$

es de:

$$D_{CH} = 5.45 \text{ pies (65.4 pulg.)}$$

(Figura 50)



Para la determinación de la altura de la chimenea se requiere la -- temperatura de los gases de combustión a la entrada de la chimenea ( $T_{gsc} = 525^{\circ}\text{F}$ ), suponiendo la temperatura de los gases a la salida de la chimenea ( $T_{gscs}^* = 425^{\circ}\text{F}$ ), con lo cual obtenemos de la Figura 51 la altura correspondiente de:

$$H_{CH} = 91 \text{ pies}$$

La cual después de varias iteraciones obtenemos la altura correcta, con su correspondiente temperatura de salida de los gases de combustión de la chimenea de:

$$H_{CH} = 88 \text{ pies}$$

$$T_{gscs}^* = 437^{\circ}\text{F}$$

Por otra parte la altura de la chimenea debe de cumplir con lo estipulado con las Normas de cada entidad, en este caso México, acerca de la -- eliminación de contaminantes al ambiente. En México la altura mínima permitida para la chimenea de un horno de las características del nuestro es de 105 pies. Debido a lo cual se tomará como la altura de la chimenea de:

$$H_{CH} = 105 \text{ pies}$$

Corrigiendo la temperatura de salida de los gases de combustión de la chimenea.

$$T_{gscs} = 415^{\circ}\text{F}$$

Para obtener el tiro proporcionado por la chimenea, obtenemos la -- temperatura media de los gases de combustión dentro de la chimenea.

$$T_{CHP} = \frac{T_{gsc} + T_{gscs}}{2}$$

$$T_{\text{CHP}} = \frac{525^{\circ}\text{F} + 415^{\circ}\text{F}}{2}$$

$$T_{\text{CHP}} = 470^{\circ}\text{F}$$

De acuerdo a la Figura 52 el tiro de la chimenea será:

$$P_t = 0.62 \text{ pulg de agua}$$

#### 21) Selección de quemadores.

La selección de quemadores se basa en la experiencia obtenida con otros hornos, además de considerar los puntos siguientes:

- Tipo de tiro utilizado en el horno
- Combustible utilizado
- Posición de quemador

Determinará el tipo de flama necesaria (angosta, larga, plana etc.)

Los quemadores comunmente utilizados en la Industria son de la Compañía JOHN ZINK que dependen de los puntos anteriores. Se seleccionó el tipo,

VPD - 18

Cuyas características son:

- 1) Corrección del control de combustión
- 2) Peso ligero
- 3) Máxima liberación de calor con disminución de tiro mínimo
- 4) Flama corta
- 5) Distribución completa de calor en el horno
- 6) Las dimensiones del quemador son:
  - Diámetro Interno =  $DI_q = 18$  pulg
  - Diámetro Externo =  $DE_q = 20.5$  pulg

La posición de los quemadores será en el piso y su número dependerá de la separación mínima requerida entre quemador y quemador (para evitar -- mezclas de flamas) que es de 0.7 pies y del diámetro de la cámara de radiación.

Por lo que el número de quemadores será:

$$\text{No. de quemadores} = \frac{\text{DIAM}}{DE_q + E_q}$$

DIAM: Diámetro de la cámara de radiación (pies)

$DE_q$  : Diámetro externo del quemador (pies)

$E_q$  : Diámetro entre quemador y quemador (pies)

$$\text{No. de quemadores} = \frac{20.7 \text{ pies}}{1.7085 \text{ pies} + 0.7 \text{ pies}}$$

$$\text{No. de quemadores} = 8$$

Separación real entre quemadores = 0.88 pies

Caída de presión del aire en el quemador (diseño) = 0.24 pulg.  
de agua

Calor liberado por quemador a las condiciones de diseño =

$$7.45 \text{ MMBTU/h}$$

A P E N D I C E " D "

HOJA DE DATOS DE PROCESOS PARA EL HORNO

UNAM ENEP ZARAGOZA		HOJA DE DATOS DE HORNOS	
CLIENTE PEMEX		PROYECTO	
PLANTA SECCION DE OXODESHIDROGENACION DE BUTENOS		HOJA 1 DE 2	
LOCALIZACION		No de UNIDADES UND	
CLAVE DEL EQUIPO No. BA - 31			
DESCRIPCION SOBRECALENTADOR ( 1 )		TIPO ( 2 )	
CARGA TERMICA TOTAL MMbtu/h 51.53			
SECCION DEL HORNO		RADIACION	CONVECCION
SERVICIO		SUB.VAP.	SOB.BUTE.
CALOR ABSORBIDO (MMBTU/h)		46.7	4.83
FLUIDO		VAPOR	BUTENOS
CONDICIONES DE OPERACION A TRAVES DE LA ENTRADA A SALIDA	PESO A 60 °F	---	---
	lb/h	163.150	37.796
	DE A 60 °F (CON RESPECTO AL AIRE)	0.62	1.94
	PESO MOLECULAR	18.02	56.23
	FACTOR DE CARACTERIZACION "K"	---	---
	TEMPERATURA (°F)	317	87
	PRESION psig	50	30
	PESO ESPECIFICO DEL LIQUIDO A 60 °F	---	---
	VISCOSIDAD DEL LIQUIDO (cp)	---	---
	PORCIENTO EN PESO DEL VAPOR	100.0	100.0
	PESO MOLECULAR DEL VAPOR	18.02	56.23
	DENSIDAD DEL VAPOR (lb/pie <sup>3</sup> )	0.143	0.46
	TEMPERATURA (°F)	898	370
	PRESION (psig)	20	20
	PESO ESPECIFICO DEL LIQUIDO A 60 °F	---	---
	VISCOSIDAD DEL LIQUIDO 60 °F	---	---
	PORCIENTO EN PESO DEL VAPOR	100.0	100.0
	PESO MOLECULAR DEL VAPOR	18.02	56.23
	DENSIDAD DEL VAPOR (lb/pie <sup>3</sup> )	0.043	0.223
	FLUIDO (lb/h)	181.278	37.796
% SOBRECARGO (CALOR/FLUIDO)	0/11.11	0/0	
FLUX MAXIMO (BTU/h pie <sup>2</sup> )	( 2 )	( 2 )	
PRESION ( psig ) ATMOSFERICA	80	80	
CAIDA DE PRESION MAXIMA PERMISIBLE (psi)	30	30	
VELOCIDAD MASICA (lb/seg/pie <sup>2</sup> )	( 2 )	( 2 )	
MAXIMA TEMPERATURA DEL FLUIDO ( °F )	898	370	
EFICIENCIA MINIMA (%)	( 2 )	( 2 )	
RELACION DE CAMBIO DE CAPACIDAD	0.47	0.60	
NUMERO DE TUBOS POR PASO	( 2 )	( 2 )	
FACTOR DE ENSUCIAMIENTO (h pie <sup>2</sup> °F/BTU)	0.0005	0.001	
CORROSION O EROSION POR	---	---	
VELOCIDAD MAXIMA (pie/seg)	( 2 )	( 2 )	
NOTAS:			
1.- LAS CONDICIONES ESPECIFICADAS SON POR UNIDAD.			
2.- ESPECIFICADO POR DISEÑADOR			
No. REV	0		
FECHA	13/1/83		
REALIZO	CHC		
APROBO	GVD		

PLANTA	SECCION DIXO-D. DE BUTENOS	PROYECTO	HOJA 2 DE 2
LOCALIZACION	- - -	FECHA	13/ I / 83
CLAVE	BA - 31	POR	CMC
No. DE UNIDADES	UND	APROBADO	GVG
		REVISION	0

## DATOS DE ANALISIS DE GAS NATURAL

COMPONENTES	SIMBOLO	% MOL		
AGUA	H <sub>2</sub> O	SAT 1000 psig		
METANO	CH <sub>4</sub>	92.80		
ETANO	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	5.50		
PROPANO	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1.50		
i BUTANO	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.02		
n BUTANO	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.01		
NITROGENO	N <sub>2</sub>	0.07		
DIOXIDO DE CARBONO	CO <sub>2</sub>	0.1		
AZUFRE	H <sub>2</sub> S	20 ppm		
TOTAL		100.0		
HUMEDAD RELATIVA		---		
PESO MOLECULAR		16.19		
PESO ESPECIFICO		0.559		
LIQ		9617 Kcal/m <sup>3</sup> st. ( 966.3 BTU/ft <sup>3</sup> st. )		
P L.B.		8.8 Kg/cm <sup>2</sup> (120 psig)		
T L.B.		38 °C (100 °F)		

A P E N D I C E " E "

DESARROLLO DE LAS PRINCIPALES ECUACIONES

A continuación se presentan las principales ecuaciones en las que se basa el método empírico utilizado en el diseño de la sección de radiación del horno.

La determinación de esta sección consiste en un método iterativo cuyo objetivo es encontrar por medio de un balance térmico el -- calor absorbido en la sección que dividido entre el área total de radiación da por resultado el flux real. El flux obtenido deberá -- coincidir con el tomado inicialmente en el predimensionamiento del horno.

El método se basa en correlaciones que involucran el balance de calor entre el calor liberado por la combustión y el absorbido por el fluido de proceso, considerando la disminución de la radiación dentro de una cámara cerrada con paredes reflectoras. Así los gases calientes son considerados un plano radiante a temperatura -- uniforme y el banco de tubos un plano frío, existiendo un flujo de calor por radiación.

El cálculo de la transferencia de calor en la sección de radiación se basa en la ecuación de Stefan - Boltzmann

$$q_{Rr} = \sigma AT^4 \quad (1)$$

$q_{Rr}$  = Calor absorbido en la sección radiante debido a la -- radiación (BTU/h)

Considerando la transferencia de calor entre dos superficies -- reales (la superficie radiante no radia todo su calor a la superfi-

cie fría pues está también radiando además de que se pierde parte de calor a los alrededores.

$$q_{RT} = \sigma \alpha A_{cp} F (T_{gr}^4 - T_{pp}^4) \quad (2)$$

$T_{gr}$  = Temperatura de los gases de combustión en radiación  $^{\circ}R$

$T_{pp}$  = Temperatura de pared promedio del tubo  $^{\circ}F$

Aunque la transferencia de calor por radiación es predominante, la transferencia de calor por convección no puede despreciarse ( 5 - al 10% del calor absorbido por radiación).

$$q_{RC} = h_{RC} A (T_{gr} - T_{pp}) \quad (3)$$

$q_{RC}$  = Calor absorbido en radiación por convección (BTU/h)

$h_{RC}$  = Coeficiente de calor convectivo en radiación (BTU/h pie<sup>2</sup>  $^{\circ}F$ )

La cual puede simplificarse por no ser su contribución muy -- apreciable considerando  $h_{RC} = 2.0$ ,  $A = 2 \alpha A_{cp}$  y  $F/0.57$ . Estos - valores fueron obtenidos experimentalmente en diferentes estudios - ( 26 ), por lo que la transferencia de calor total es:

$$q_R = q_{RT} + q_{RC} \quad (4)$$

$$q_R = \sigma \alpha A_{cp} (T_{gr}^4 - T_{pp}^4) + 7 \alpha A_{cp} F (T_{gr} - T_{pp}) \quad (5)$$

$$\text{ó} \quad \frac{q_R}{A_{cp} F} = \sigma (T_{gr}^4 - T_{pp}^4) + 7.0 (T_{gr} - T_{pp}) \quad (6)$$

Esta relación sólo es función de la temperatura de los gases - de combustión y la temperatura de pared.

Haciendo un balance de calor:

$$q_{PG} = q_L - q_R - q_{PR} \quad (7)$$

$q_{PG}$  = Calor de los gases de combustión a la salida de la sec ción de radiación (BTU/h)



$$\frac{Q_{PG}}{Q_L} = 1 - \frac{q_R}{Q_L} - \frac{q_{PR}}{Q_L} \quad (8)$$

Para la ecuación del flux promedio, se hace un balance de calor, el cual es necesario para la absorción de calor en la sección radiante.

$$Q_L + Q_A + Q_C = q_R + q_{PR} + Q_{PG} \quad (9)$$

$Q_C$  = Calor sensible del combustible (BTU/h) cuando el área efectiva de plano frío la ecuación anterior se puede reorganizar:

$$\frac{q_R}{\alpha_{AcpF}} = \left[ 1 + \frac{Q_A}{Q_L} + \frac{Q_C}{Q_L} - \frac{Q_{PG}}{Q_L} - \frac{q_{PR}}{Q_L} \right] \frac{Q_L}{\alpha_{AcpF}} \quad (10)$$

Cuyo procedimiento para su solución se encuentra en el punto 14 de la sección IV.3.3.2 de éste trabajo, así como la representación gráfica de las ecuaciones 6 (Figura 44) y 8 (Figura 45).

BIBLIOGRAFIA

1. A.M. Brownstein. "Butadiene: A viable raw material".  
Hydrocarbon Processing, February 1976, pp. 95-98
2. A. Mol. "Wich heat recovery system?".  
Hydrocarbon Processing, July 1973, pp. 109-112
3. C. L. Brown, Don Figenschier. "Preheat process combustion air".  
Hydrocarbon Processing, July 1973, pp. 115-116
4. D.A. Lihou. "Review of furnace design methods".  
Trans I. Chemical E., Vol. 55 1977, pp.125-142
5. H.C. Miath, J.E. Hardie. "Make heaters 92% efficient".  
Hydrocarbon Processing, May 1979, pp.139-144
6. Herbert L. Berman. "Finding the basic design for your application".  
Chemical Engineering. June 19, 1978, pp. 99-104
7. Herbert L. Berman. "Fired heaters I Construction - - - materials, mechanical features, performance monitoring".  
Chemical Engineering, July 31, 1978, pp. 87-96.
8. Howard A. Forster. "To make alky feed and butadiene".  
Hydrocarbon Processing, September 1973, pp. 119-122
9. Joseph L. Schweppe, Conrado Q. Torrijos. "How to rate finned - Tube convection section in fired heaters-".  
Hydrocarbon Processing & Petroleum Refiner, June 1964  
Vol. 43 No. 6, pp. 159-166.
10. L. Marshal' Welch, Louis J. Croce, Harold F. Chistmann.  
"Butadiene via oxidative dehydrogenation". Hydrocarbon  
Processing, November 1978, pp. 131-136

11. Lewis F. Hatch, Sami Matar. "From hydrocarbons to -- petrochemicals".  
Hydrocarbon Processing, August 1978, pp. 153-165
12. Manual de diseño térmico de hornos. Elaborado por el Instituto Mexicano del Petróleo (I.M.P.) p. 300
13. Norman Wimpres. "A method for predicting fired heaters performance". ASME Publication, June 1, 1977, pp. 1-12
14. Petróleo Internacional. "Como se usa la combustión".  
Marzo de 1978, pp. 31-40
15. Pierre F. Gunder. "Evaluation, selection and testing of process heaters". ASME Publication, May 26, 1969, pp. 1-8
16. R.N. Wimpres. "Rating fired heaters". Hydrocarbon - Processing & Petroleum Heaters, October 1963, Vol 42 No. 10, pp. 115-126
17. Robert D. Reed. "Save energy at your heater". Hydrocarbon Processing, July 1973, pp. 119-128
18. Robert D. Reed. "Furnace operations."  
Gulf Publishing Company. Houston Texas. pp. 81-98
19. Robert H. Perry, Cecil H. Chilton. "Chemical Engineers' Handbook".  
Mc. Graw-Hill, Fifth edition, pp. 9.33-9.39
20. Ryle Miller. "Process energy Systems".  
Chemical Engineering, May 20, 1968, pp. 130-148
21. Santos Guerrero I., Pasz Herrera A.  
"Método de evaluación técnica y económica en la adquisición de calentadores a fuego directo".  
Tesis profesional, IPN 1982 p 230
22. Villarreal Santascay S.R. "Evaluación de la sección de radiación en hornos cilíndricos por el método bidimensional de 2 fluxes".  
Tesis profesional, IPN 1982 p 59

23. E. C. Grade, H.L. Fidge. "U.S. Refineries Conserve Energy". Hydrocarbon Processing, May 1976
24. W.L. Nelson. "Petroleum refinery engineering". Mc. Graw-Hill, Fourth edition, pp. 585-625
25. W.P. Knight. "Evaluate waste heat steam generators". Hydrocarbon Processing, July 1978, pp. 126-130
26. Walter E. Lobo, James E. Evans.  
"Heat transfer in the radiant section of petroleum heaters". American Institute of Chemical Engineers, Vol. 36 No. 2 pp. 743-778
27. API "API Recommended practice for calculation of heater-tube thickness in petroleum refineries". API RP 530, first edition, October 1958
28. Crane. Flow of fluids through valves, fittings, and pipe (1969)
29. Eleuterio Vidrio López. "El método de zonificación aplicada al intercambio de energía por radiación térmica en un modelo simplificado". Tesis de maestría - IPN (1981)