

Universidad Nacional de Ingeniería

PROGRAMA ACADÉMICO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y MANUFACTURERA



Costo y Diseño por Computadoras de un Horno Tubular para una Unidad Primaria de Destilación

T E S I S

PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE INGENIERO

Q U I M I C O

JOSE ELOY LINO SALAS

PROMOCION 1972 - 2

LIMA * PERU * 1975

A MIS QUERIDOS PADRES BERNABE Y JULIA QUE EN TODO
MOMENTO ME SUPIERON DAR SU DESINTERESADO APOYO

A MIS HERMANOS NORMA, HERIBERTO, ADA, GILMA Y
JAIME POR SU CONSTANTE ANIMO PARA CULMINAR
ESTE CARO ANHELO

AL ING. JORGE FERNANDEZ CORNEJO QUE SUPO DAR EL
NECESARIO APOYO PARA QUE EL PRESENTE TRABAJO SEA
CULMINADO

INDICE

I INTRODUCCION

II PRESENTACION DEL PROBLEMA

III FUNDAMENTOS TEORICOS Y METODOS UTILIZADOS

- 3.1 Determinación del tipo de horno**
- 3.2 Determinación del diámetro de tuberías**
- 3.3 Combustibles**
- 3.4 Determinación de la temperatura más económica de los gases que salen de la Sección de Convección**
- 3.5 Temperatura media del gas caliente**
- 3.6 Coeficientes de transferencia de calor**
- 3.7 Pérdidas de calor en los hornos**
- 3.8 Calor absorbido en las secciones de radiación y convección**
- 3.9 Determinación de la temperatura del crudo al salir de la sección de convección**
- 3.10 Superficie total de los tubos**
- 3.11 Determinación de la longitud de los tubos**
- 3.12 Número de tubos y longitud equivalente total**
- 3.13 Tubos de superficie extendida**
- 3.14 Ecuaciones fundamentales del flujo en estado estacionario**
- 3.15 Máxima velocidad del flujo en tuberías**
- 3.16 Tipos de regímenes de flujo en doble fase**
- 3.17 Cálculo de las pérdidas de presión**
- 3.18 Proc. utilizado para determinar la caída de presión**
- 3.19 Quemadores**
- 3.20 Chimenea**
- 3.21 Precalentadores de aire**
- 3.22 Temperatura del tubo**
- 3.23 Efecto tiempo-temperatura**
- 3.24 Craqueo de la película**
- 3.25 Diseño y criterio en la selección del material de los tubos**
- 3.26 Control e instrumentación**
- 3.27 Varios**

IV PROCEDIMIENTO GENERAL DE LA SOLUCION

V ESTIMACION DE COSTOS

- 5.1 Métodos para estimar costos**
- 5.2 Estimación de costos de equipos**

- 5.3 Procedimiento para seleccionar económicamente el material de los tubos

VI LISTADO DEL PROGRAMA PRINCIPAL - SUE RUTINAS

- 6.1 Programa principal
- 6.2 Cálculo de los moles/hora de cada uno de los componentes y pseudo componentes ajustando previamente la gravedad específica
- 6.3 Cálculo del calor de combustión del gas combustible
- 6.4 Calor de combustión del aceite con.
- 6.5 Calor absorbido en cada una de las secciones y las libras de gas y/o aceite a utilizarse
- 6.6 Fracción de calor absorbido en la sección de radiación
- 6.7 Coeficiente de transmisión de calor en la sección de convección
- 6.8 Cálculo de la temperatura a la que los gases entran a la Sección de convección
- 6.9 Temperatura del crudo al salir de la sección de convección
- 6.10 Determinación de la temperatura en un sistema cuando son fijadas la presión, energía y composición del sistema
- 6.11 Cálculo de la pérdida de presión de líneas en la cual hay solo una fase
- 6.12 Pérdidas de presión en líneas horizontales donde están presentes fases líquidas y vapor
- 6.13 Determinación del tipo de régimen de flujos en líneas verticales con doble fase
- 6.14 Cálculo de la superficie y longitud total del serpentín en ambas secciones
- 6.15 Determinación del número de tubos, longitud equivalente en las secciones de radiación y convección
- 6.16 Determinación de la altura mínima de la chimenea
- 6.17 Dimensiones del horno
- 6.18 Cálculo de la temperatura de los tubos
- 6.20 Cálculo del costo del horno por el método de Guthrie

VII UTILIZACION DEL PROGRAMA

- 7.1 Datos necesarios
- 7.2 Utilización del programa en caso específico

VIII CONCLUSIONES

IX REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

I. INTRODUCCION

La aplicación de computadoras electrónicas en el diseño de equipo que es utilizado en la industria química, petrolera y otras, ha ido en constante aumento especialmente en los últimos años. La mayoría de los métodos son complejos e involucran soluciones por tanteos o mediante métodos gráficos y es en este campo donde ha habido un mayor desarrollo, no sólo por la rapidez y mayor exactitud de los cálculos sino por la economía, aunque a veces la inversión inicial es considerable, pero a la larga es siempre ventajoso.

La destilación del crudo tiene la finalidad de fraccionar petróleo en una serie de productos, siendo esta operación imposible de llevarla a cabo sin el auxilio de otros equipos. En la actualidad la destilación es una operación continúa de calentamiento, vaporización, fraccionamiento, condensación y enfriamiento.

Una unidad de Destilación Primaria está constituida por intercambiadores de calor, hornos tubulares, columnas de fraccionamiento, condensadores, bombas, etc.

De nuestro interés es el horno tubular que tiene que ser diseñado de tal modo que lleve al petróleo a condiciones de temperatura y presión que sean óptimas para su fraccionamiento, sin que ocurra descomposición de la carga y con costos mínimos.

Actualmente los hornos tubulares han reemplazado a todos los otros tipos de hornos que se utilizaron, construyéndose en variadas formas, de acuerdo a las necesidades de capacidad, tipo de carga, condiciones que se requieren y economía.

II. PRESENTACION DEL PROBLEMA

2.1 El propósito es diseñar un horno tubular para la vaporización parcial del petróleo crudo que servirá de carga a la torre de fraccionamiento primario. El diseño es un trabajo de especialistas, ya que requiere de un amplio rango de conocimientos y experiencia, involucrando problemas de transferencia de calor, mecánica de fluidos, combustión y otros.

El diseño requiere gran número de especificaciones, que en gran parte deben ser fijados por el diseñador de acuerdo a la capacidad del horno, características del fluido, etc.

Para hacer el diseño de un horno es necesario conocer especificaciones que serán necesarias, para que pueda ser posible su fabricación y de esta manera evaluar su costo. Estas deben ser completas y claras para evitar ambigüedades y/o confusiones en la construcción. Algunos puntos que se deben tener en cuenta son:

- Dar especificaciones completas**
- Ser realista en las condiciones de diseño**
- Proporcionar especificaciones estandar**

En lo posible proporcionar al fabricante alternativas de diseño

Los hornos tubulares son esencialmente grandes intercambiadores de calor, donde el calor proporcionado por la combustión, generalmente de gas o aceite combustible, es transferido al fluido que circula por el interior de los tubos.

Como cualquier intercambiador, el fenómeno involucra un balance entre el calor dado y el recibido, pero la diferencia está en que gran parte del calor proporcionado es transferido por radiación y el resto por convección.

La figura 2. muestra la sección de un típico horno tubular en refinerías, que está constituido por una cámara de combustión o sección de radiación, una de convección y una chimenea para la eliminación del gas, dando el tiro necesario.

En la sección de radiación, se produce la mezcla del aire con el combustible, esta sección aloja el serpentín de tubos que reciben calor por radiación, los tubos están generalmente arreglados alrededor del interior de la sección de radiación, frente a la pared refractaria. Para algunas aplicaciones sin embargo pueden estar localizadas en el centro del horno, con los quemadores instalados de tal manera que los tubos sean calentados por los dos lados.

Muchos hornos fueron diseñados con una sección de convección completamente separada de la sección de radiación por medio de una pared. (Fig. 7). Esto fue con el objeto de proteger las filas frontales de la excesiva radiación. Actualmente se ha determinado que con un apropiado diseño de la sección de convección no es necesaria tal pared ya que el problema se solucionó considerando a los tubos que reciben gran radiación, como tubos de la sección de radiación.

La sección de convección absorbe el calor de los gases de combustión, hasta una temperatura económica. Aquí los tubos son arreglados de tal manera que den gran turbulencia a los gases para que la transferencia de calor sea mejor.

La chimenea es un colector de gases además de dar el suficiente tiro para que pueda aspirar los gases a través de las secciones de radiación y convección.

La función de un proceso de calentamiento puede ser una o varias de las siguientes:

Elevar la temperatura de una determinada carga

- Vaporizar total o parcialmente la carga
- Proporcionar el calor de una reacción

2.2 La eficiencia total del horno determina el costo básico de la operación. Para determinar la eficiencia en una aplicación particular que no involucra una reacción química se requiere de factores tales como; Costo de combustible, temperatura de entrada y salida del fluido que es calentado, tipo de tubos y material requerido y la prudencia del usuario que invertirá en el proyecto. Para este tipo de procesos sin calentamiento de aire una eficiencia total de 70-80% sobre el calor neto son las más usuales. El porcentaje de aire tiene gran importancia sobre la eficiencia a calcularse. El uso que se le va a dar es también importante, así hornos que solo son utilizados con poca frecuencia deberían ser de una eficiencia menor a la que tiene un uso continuo.

Los hornos con más bajo costo pueden producir gran desuniformidad en la densidad del calor. La decisión del grado de uniformidad o no uniformidad está probablemente más relacionada con el tipo de fluido que va a ser calentado. Así por ejemplo la transferencia de calor en un serpentín que contenga como fluido el agua es relativamente fácil, y la desuniformidad de calor en este caso tiene poca importancia, no ocurre lo mismo cuando se transfiere calor al asfalto, por la dificultad del fluido a absorber calor, lo cual traerá un sobre calentamiento de los tubos y del medio que rodea a los tubos, por tal motivo es deseable un calentamiento uniforme. Un caso similar es también cuando el fluido puede descomponerse o craquear en un rango de temperatura.

Por todas estas razones la densidad de calor en la sección de radiación es fijada en base a experiencia.

El diseño de un horno nunca se puede considerar como un problema independiente del resto del proceso, por cuanto está íntimamente ligada al conjunto de intercambiadores de calor y especialmente a la columna de fraccionamiento. Como en la mayoría de los equipos siempre hay un grado de incertidumbre sobre la máxima capacidad, se debe determinar cuidadosamente su máxima capacidad con el objeto de que el horno no sea un cuello de botella.

Al diseñar la columna de fraccionamiento generalmente se da sobre su capacidad normal un exceso del 15%, pero hay que tomar en cuenta la incertidumbre del diseño de la columna de un 15%, así que en la mejor de las situaciones la columna puede trabajar hasta con un 130% de capacidad normal y si el horno no tiene tal capacidad limitará la capacidad del proceso.

Cuando se hace el diseño hay que considerar la temperatura del fluido que sale de los intercambiadores, aunque estos ya tienen el "fouling factor", pero hay que ponerse también en la situación que no rindan lo suficiente.

La buena transferencia de calor por los tubos en que circulan hidrocarburos está en gran parte limitada por la formación de coque en el interior de los tubos que se acumula más de lo previsto bajará la eficiencia del horno, aumentando hasta niveles peligrosos la temperatura de las paredes de los tubos.

Todos estos puntos nos hacen pensar que se debe dar un exceso de capacidad de por lo menos 30%, que nos da la experiencia. Es muy difícil incrementar la capacidad del horno después de su construcción, pues implicaría aumentar la superficie de transferencia de calor, con cambios muy costosos y con tiempo de parada demasiados largos de las unidades dependientes de éste.

Para el diseño es necesario un gran número de variables; por lo tanto para llegar a la mejor solución debe haber una detallada información concerniente a cada una de las operaciones a tratarse. A veces tal información es dificultosa obtenerla, pero se debe obtener lo esencial para un diseño confiable y económico.

2.3 Descripción de los puntos básicos que involucran el diseño del horno

A) Uno de los puntos más importantes es la especificación muy cuidadosa de los datos y propiedades características del fluido a ser calentado. Se debe describir:

1. Composición del fluido en cada punto del serpentín
 2. Propiedades de cada uno de los componentes (y/o pseudo-componentes)
 - a) Factor acéntrico
 - b) Parámetro de solubilidad
 - c) Volumen molar del líquido
 - d) Temperatura crítica
 - e) Presión crítica
 - f) Densidad a 60° F
 - g) Factor de caracterización (UOP)
 - h) Peso molecular
 - i) Composición molar en cada una de las fases
 3. Propiedades de cada una de las fases de fluido tales como: peso específico, viscosidad, calor específico, densidad, calor específico.
 4. Las condiciones sobre las cuales los estados son indeseables, tales como descomposición, térmica, incremento de corrosión, exclusión de sales insolubles, etc.
- A veces no es posible conocer con exactitud las propiedades

del fluido sobre todo cuando se trata de mezclas, como en el caso del petróleo, pero estos pueden ser evaluados en gran parte con ayuda de computadoras ya que se puede calcular las propiedades a partir de las de los componentes y pseudo-componentes que la constituyen, en rangos estrechos de presión y temperatura.

- B) Después que el fluido es especificado es necesario determinar el volumen de fluido a ser calentado, el calor sensible, calor latente y calor de reacción.

Del combustible debe de conocerse su calor de combustión, composición, impurezas, presencia de metales, peso específico, calor específico, factor de caracterización, viscosidad a varias temperaturas (si es que se trata de combustible líquido).

III. FUNDAMENTOS TEORICOS Y METODOS UTILIZADOS

En el diseño de un horno tubular la parte fundamental es el cálculo del número de pases, diámetro y longitud de los tubos; motivo por el cual todos los cálculos están directa o indirectamente relacionados a este punto.

De un modo bastante general, la secuencia de cálculos que normalmente se sigue es el siguiente:

- Determinación del tipo de horno
- Fijar el número de pases y diámetro de la tubería
- Temperatura de los gases de chimenea más económica
- Calor absorbido en la sección de radiación
- Determinación de pérdidas de calor
- Calor absorbido en la sección de convección
- Superficie de tuberías en cada una de las secciones
- Cálculo de la longitud y número de tubos en cada una de las secciones.

Para que el diseño merezca plena confianza es necesario determinar la caída de presión en todo el serpentín (incluyendo la línea de transferencia) debiendo ser ésta, generalmente menos a 120 psi. Además hay que tener la certeza que no se presenten condiciones críticas, es decir flujo a velocidades supersónicas, que harían inestable las condiciones en la torre de fraccionamiento. De no cumplirse estas restricciones habrá que buscar un nuevo diámetro y/o número de pases, hasta que sean satisfechas las exigencias.

Finalmente se determinarán la dimensión del horno, número de quemadores, diámetro y altura mínima de la chimenea, temperatura del tubo, material de los tubos.

A continuación trataremos de desarrollar los métodos en la misma secuencia, para finalmente esquematizar el modo como han sido programados para su aplicación en computadoras.

3.1 Determinación del tipo de horno. -

La determinación del tipo de horno se hace tomando en cuenta los costos de inversión y operación que demandaría. Hay diversos factores que influyen en la determinación del tipo de hornos, entre ellos tenemos:

Capacidad

- Uso o servicio que se le va a dar
- Limitaciones de tipo estructural
- Uniformidad en la densidad del calor especialmente en la sección de radiación .

A continuación describiremos los tipos más utilizados en la industria petrolera;

- a) De cabina (Figs. 4, 5)
- b) Cilíndrico verticales (Fig. 1, 2, 3)
- c) Hornos utilizados en procesos químicos que requieren altas temperaturas (Reforming, etc.) (Fig. 6)

a) Hornos de cabina. -

La sección de radiación tiene superficies tubulares a los lados de las paredes y techo del horno. La sección de convección está sobre la sección de radiación, de modo que las filas inferiores de la sección de convección dan vista a la sección de radiación, motivo por el cual se les considera como tubos de la sección de radiación. Los quemadores están

instalados en el piso y con la llama perpendicular a los tubos. puede ser diseñada también con una pared central (Fig. 4b, 4c)

la cual puede ser utilizada en los siguientes casos:

1. Cuando se requiera dos zonas para ser calentadas y/o se quiere dar al horno dos o más servicios.
2. Cuando se requiera una distribución más pareja de la densidad del calor en la sección de radiación. El uso de una pared central sin tubos, incrementa el calor absorbido en los tubos más bajos de la zona de radiación, los cuales normalmente tienen más baja densidad de calor que el resto de la sección de radiación.

Al darle a un horno dos o más servicios la inversión es generalmente reducida y la eficiencia mayor. Fig. 4E

b) Hornos cilíndricos verticales

Los tubos en el interior del horno están en forma vertical, casi pegados a las paredes, los quemadores están situados en el piso, de modo que las llamas son paralelas a los tubos.

Este tipo de horno puede ser diseñado con o sin convección. Cuando existen las dos secciones los tubos utilizados son del mismo tipo para ambas secciones. Aunque a veces la sección de convección es equipada con tubos de superficie extendida, para aumentar la transferencia de calor (Fig. 3)

Este tipo de hornos (radiación-convección) Fig. 2, son más económicos en bajas temperaturas, teniendo una diferencia de temperatura promedio de unos 200°F entre la entrada y salida del fluido.

En muchos casos donde las necesidades del horno son peque -

ñas y el costo de combustible bajo, es recomendable el diseño de hornos sin la sección de convección (Fig. 1). Este horno demandará menor inversión, pero con más baja eficiencia.

c) Hornos que requieren altas temperaturas para procesos químicos. -

Está construido para que produzcan llamas de pequeña dimensión en forma horizontal con quemadores montados en las paredes y/o quemadores instalados en el piso, siendo éstas con llamas largas. Los tubos reciben igual radiación de ambos lados, así que reducen las gradientes de temperatura, minimizando la formación de hollín. Estos hornos son utilizados en procesos que requieren extremas temperaturas donde el calor es controlado. Los tubos de la sección de radiación son verticales.

De los tipos descritos, los que se utilizan para la vaporización de petróleo crudo son los hornos cilíndricos radiación-convección y de cabina.

Según los fabricantes, recomiendan por su costo más bajo los hornos cilíndricos-verticales, para capacidades menores a 60 millones de BTU/hora, y para capacidades mayores de 60 millones de BTU/hora los tipo cabina.

3.2 Determinación del diámetro de tuberías. -

El costo de un tubo varía aproximadamente con el cuadrado del diámetro. Los codos de 180° varían en el peso y costo aproximadamente con el cubo del diámetro. Para una superficie total dada, los tubos de menor diámetro son obviamente los más baratos.

VERTICAL CYLINDRICAL FURNACE ALL RADIANT

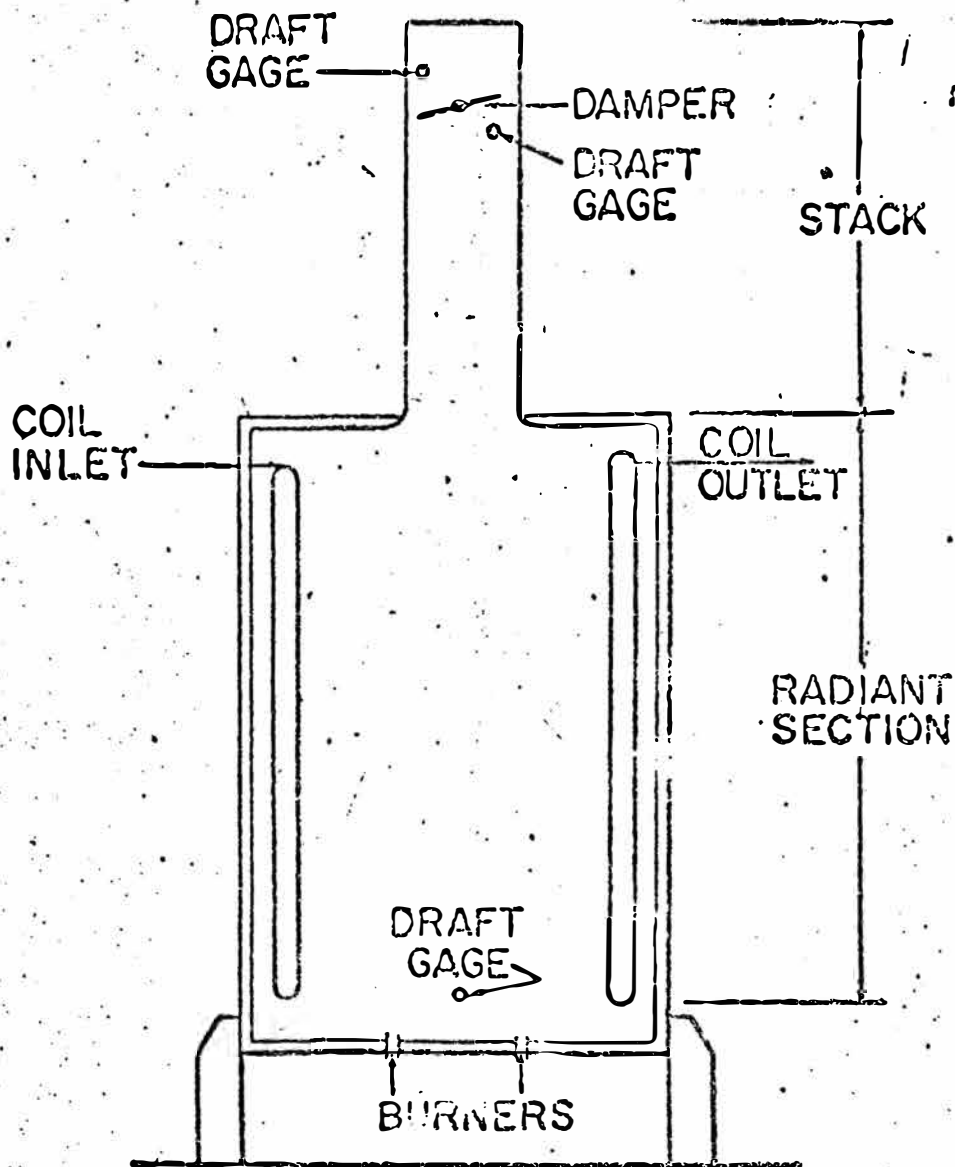


FIGURA 1

VERTICAL CYLINDRICAL FURNACE SEPARATE CONVECTION SECTION

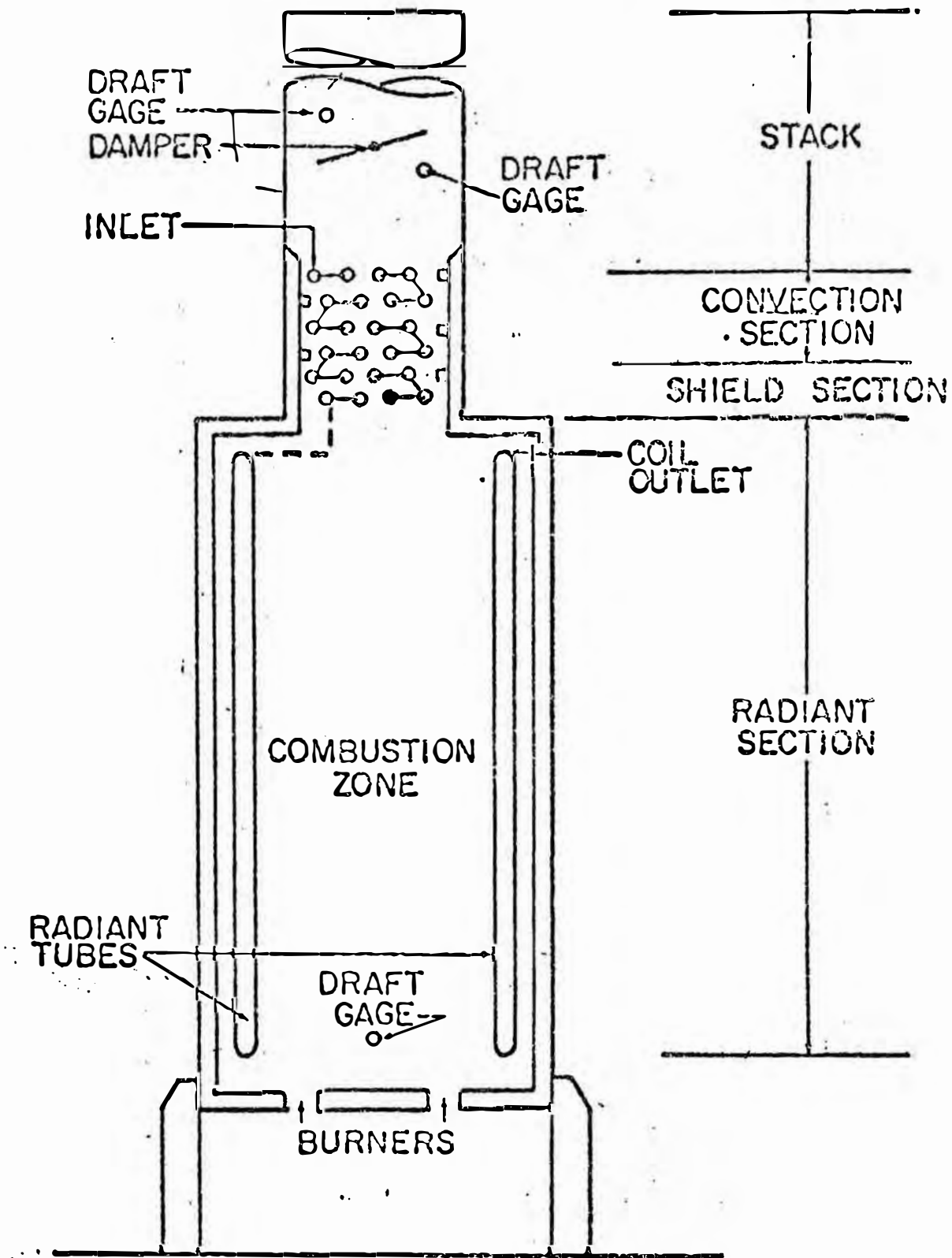


FIGURA 2

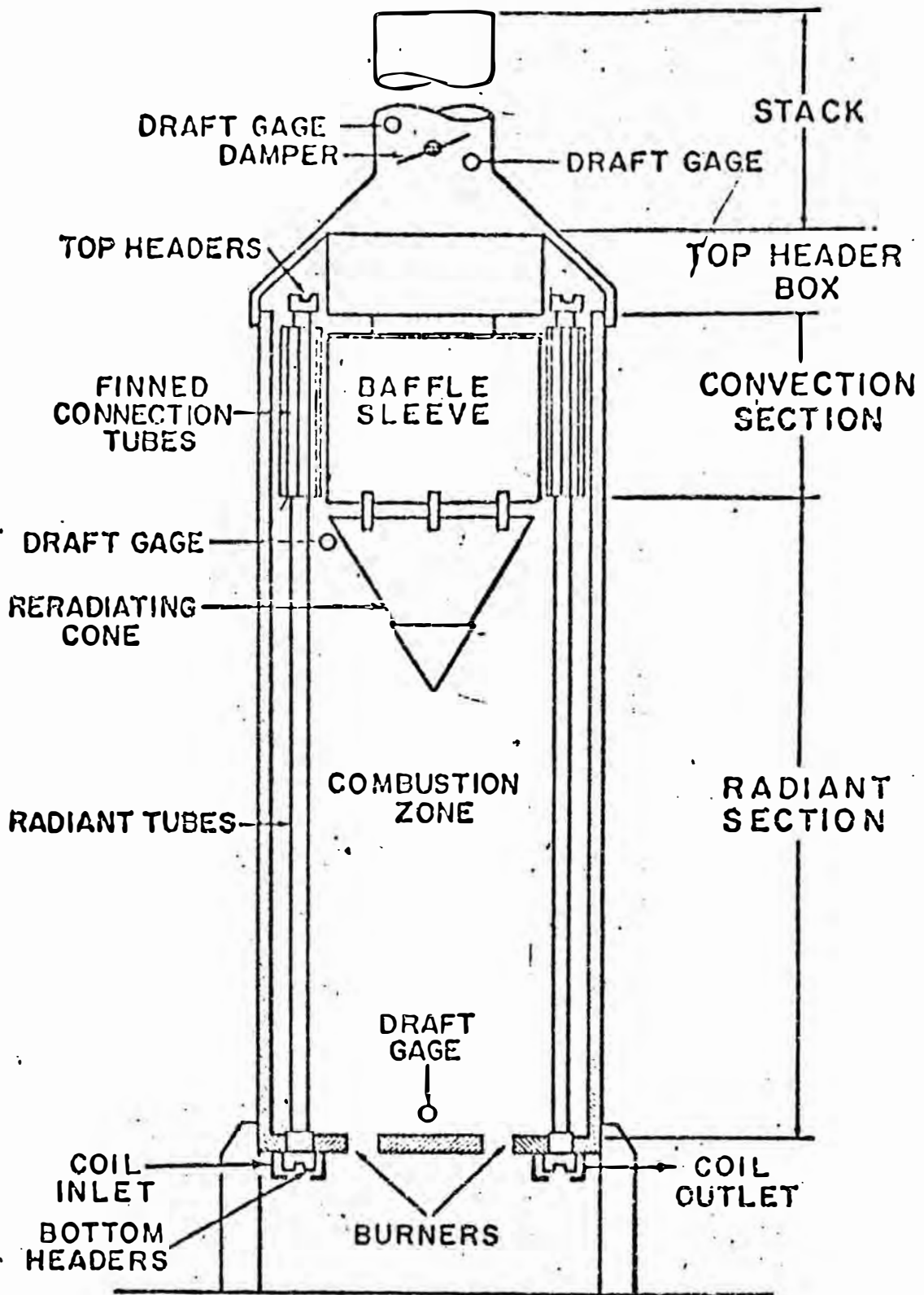


FIGURA 3
VERTICAL CYLINDRICAL TYPE FURNACE
WITH INTEGRAL CONVECTION SECTION

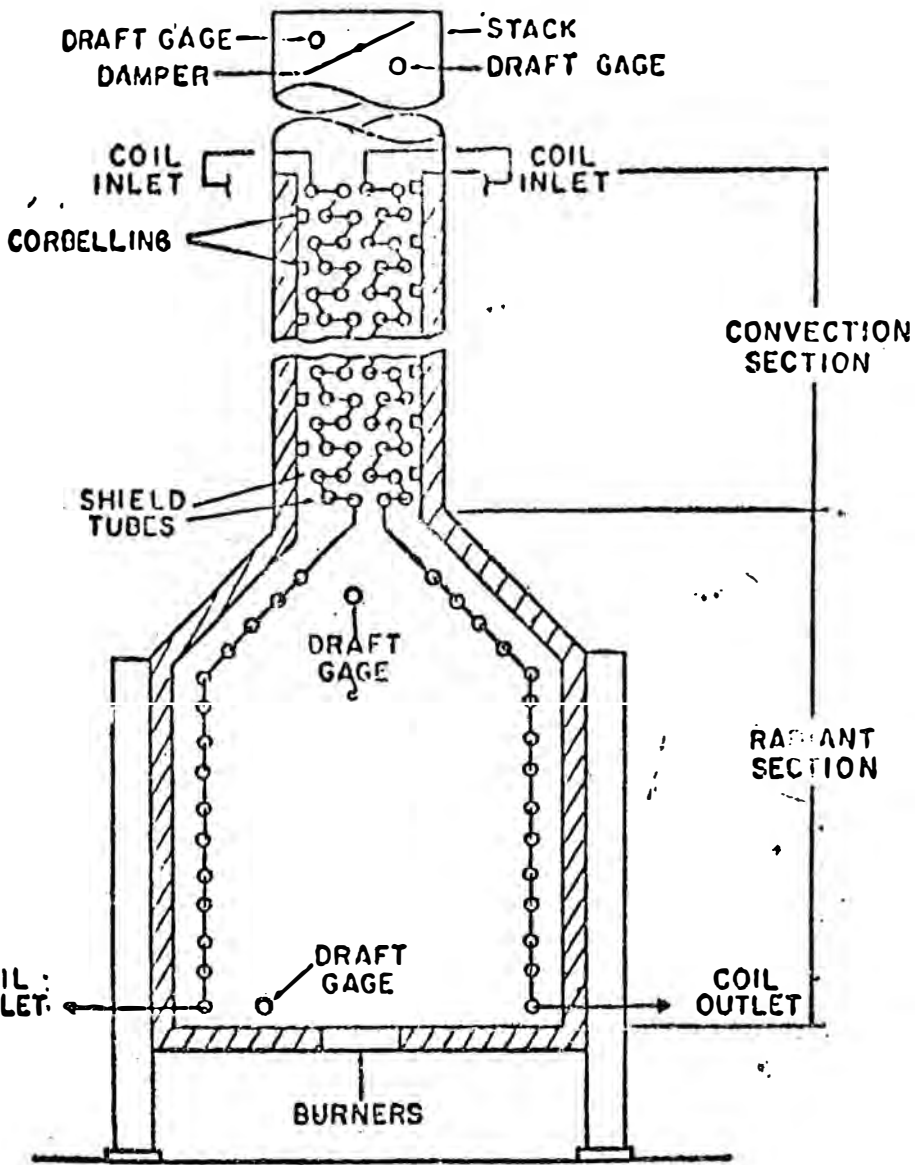
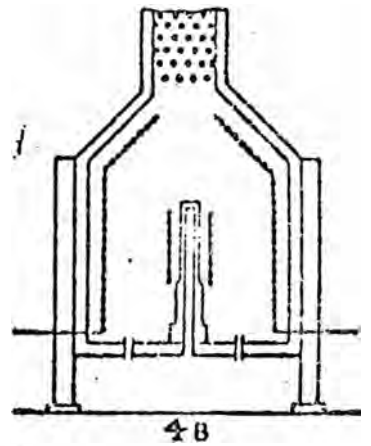
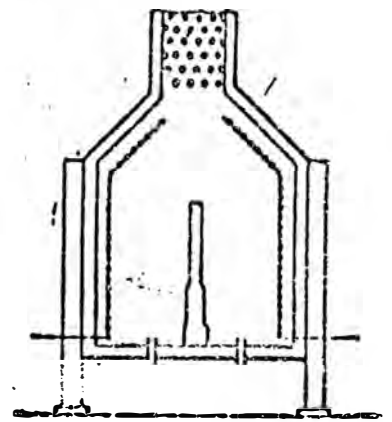


Figure 4A

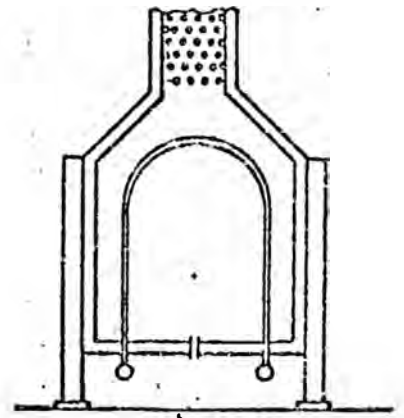
CABIN TYPE FURNACE .



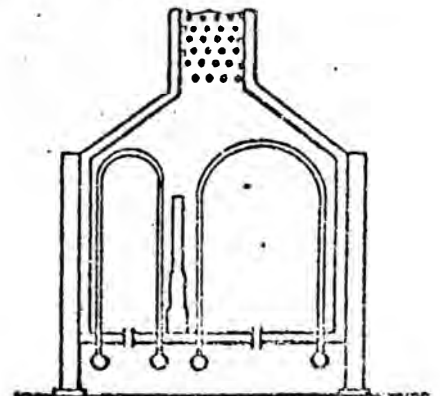
4 B



4 C



4 D



4 E

CABIN FURNACE
PASS ARRANGEMENT

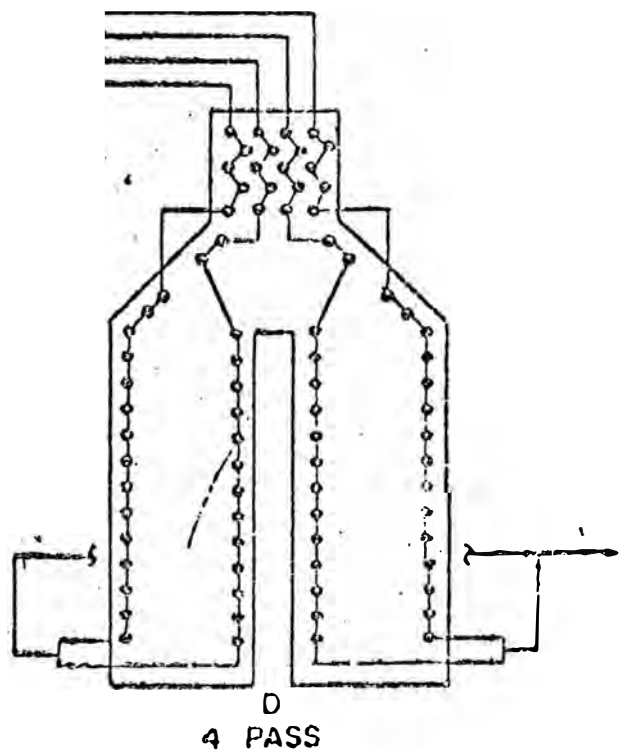
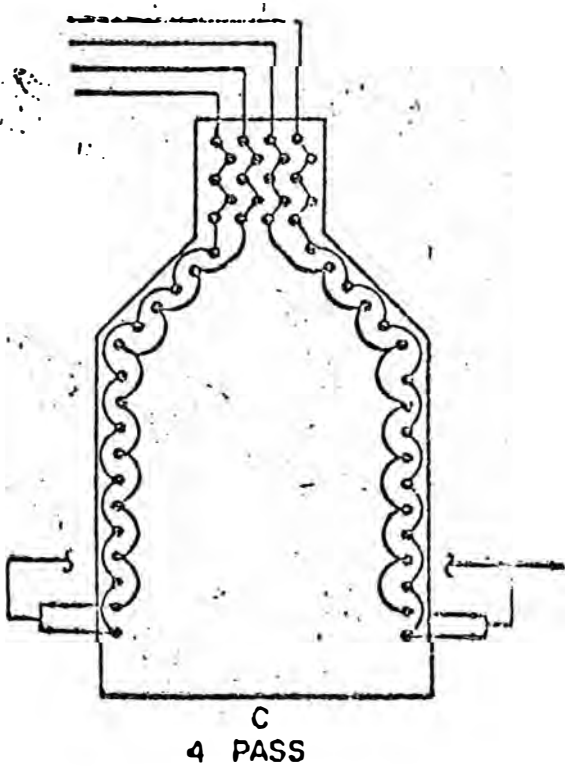
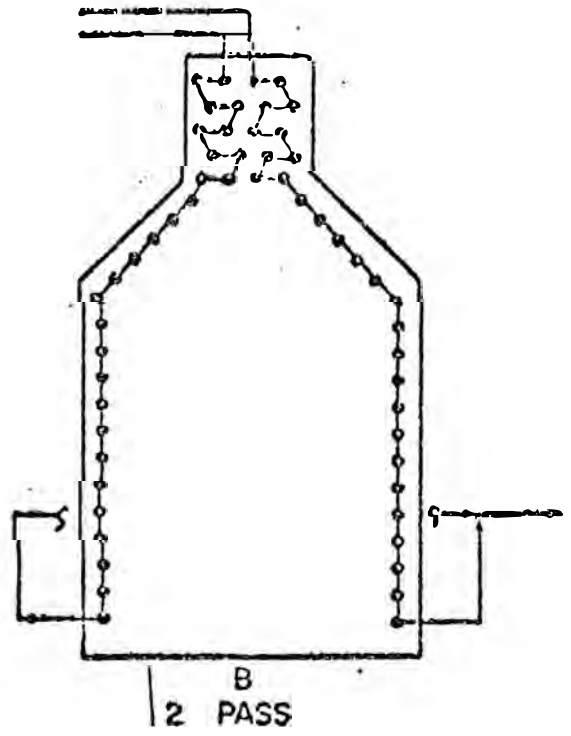
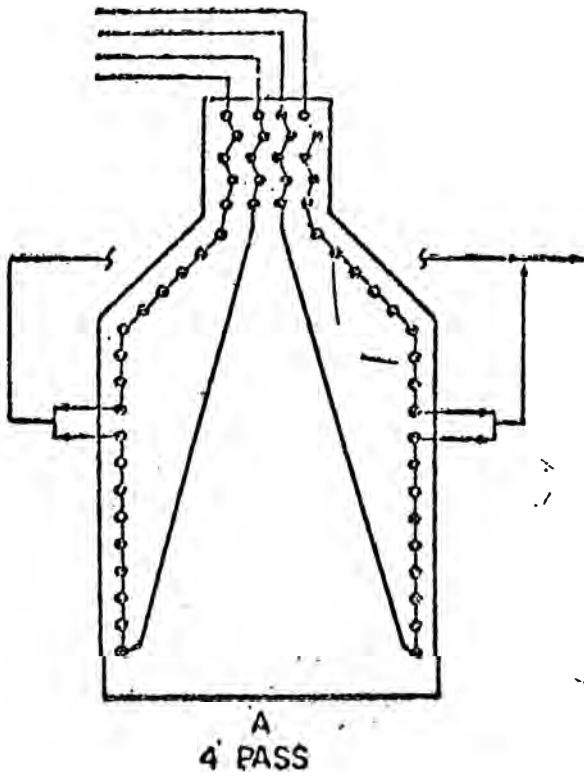


FIGURA 5

CHEMICAL (HIGH TEMP.) FURNACE (VERTICAL RADIANT TUBES)

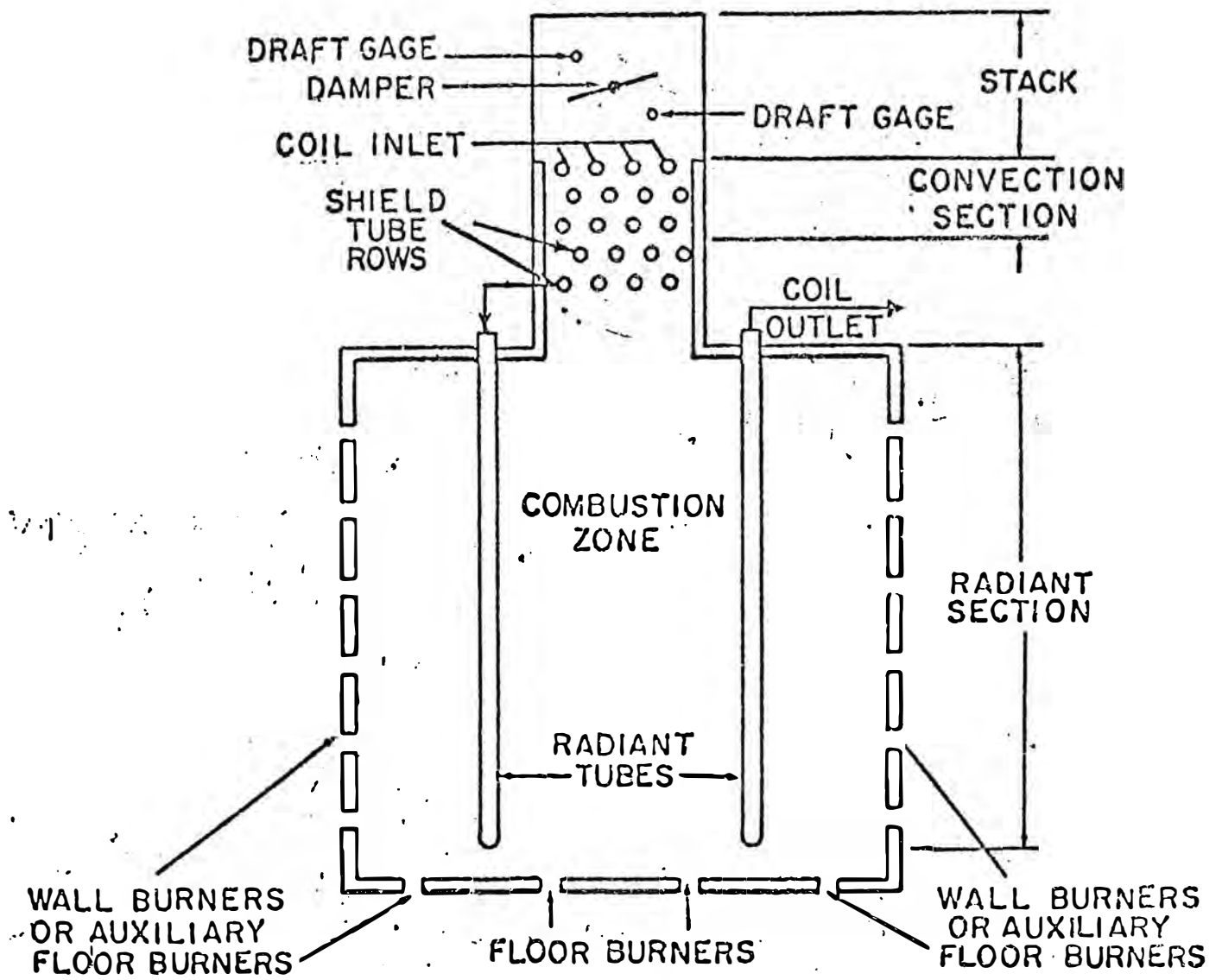


FIGURA 6

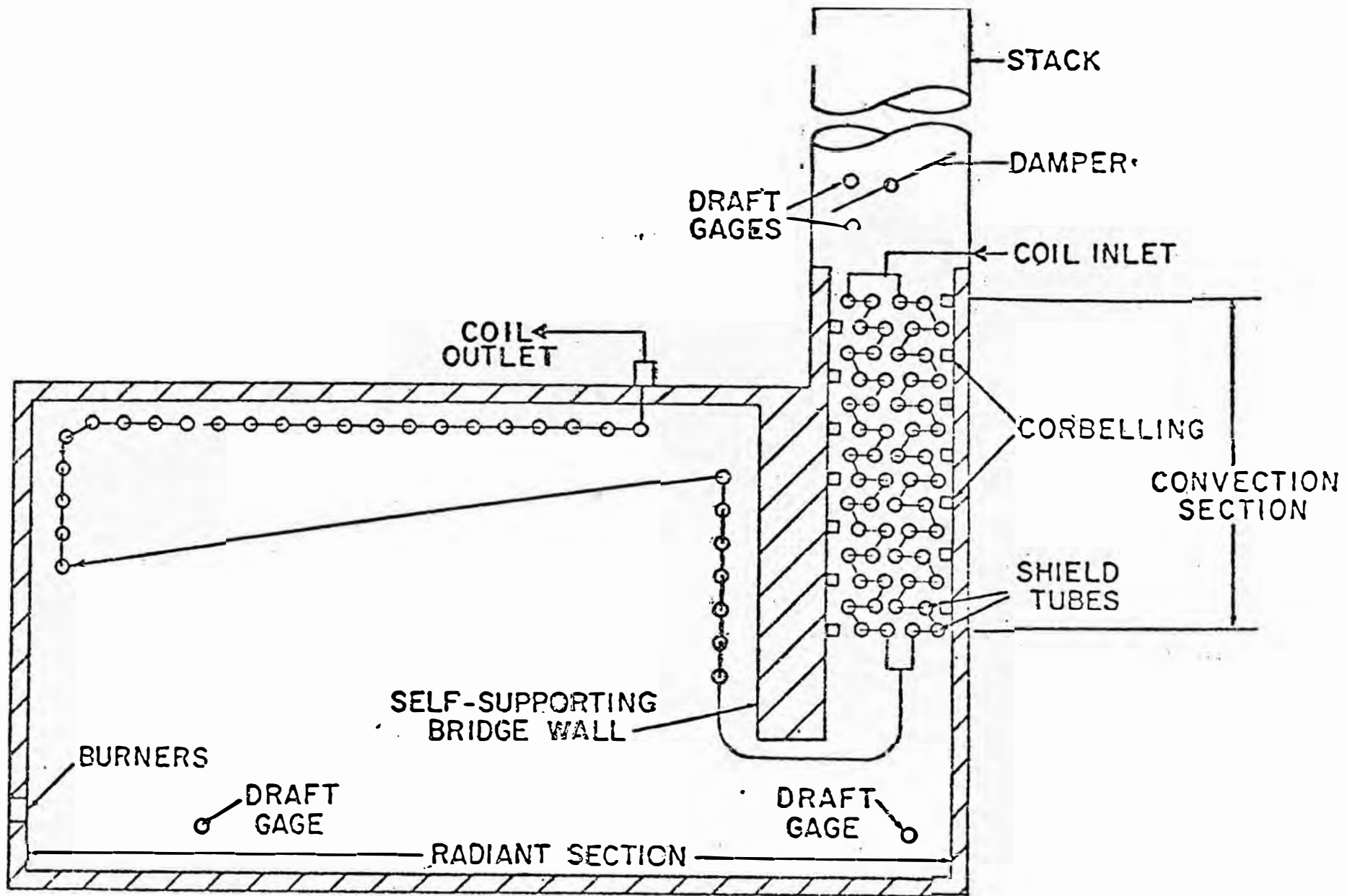


FIGURE 7

SINGLE WING BOX TYPE FURNACE

Otro punto que hay que tomar en cuenta es la pérdida de presión por unidad de longitud variando ésta con la inversa del diámetro elevado a la quinta potencia ($1/D^5$). En lo posible hay que utilizar tuberías con el mínimo de diámetro que den una razonable pérdida de presión, y si es necesario, lo cual sucede generalmente utilizar algunos pases en paralelo, de tal modo que se tenga la misma área exterior total.

Por otra parte está el efecto, según la experiencia, en la formación de coque, causando flujos inestables que producen grandes caídas de presión. Otras consideraciones que hay que tomar en cuenta son:

- La velocidad del fluido en la sección de convección debe de conservarse algo alta para que el efecto - tiempo - temperatura no sea muy severa.
- En la sección de radiación debe de haber tantos pases como los haya en la sección de convección.

La experiencia dicta las recomendaciones siguientes para determinar el tipo y diámetro de tubería (30)

- a) Las tuberías más económicas son las de 4 a 5 pulgadas. En algunos casos para obtener la velocidad másica necesaria puede ser que se requiera el uso de menores diámetros, pero sólo utilizarlos en hornos con un pase.
- b) El uso de dos pases con tubos de 4 a 5 pulgadas, es preferible a uno con tuberías de 6 a 8 pulgadas en un solo pase, a menos que sea necesario para una zona determinada del horno.
- c) Cuando la carga es grande y requiere de gran sección de tubería el mejor arreglo para estos casos es el siguiente (sólo para hornos de cabina) (4)

- 1c) Menos de 200 MMBTU/hora con formación moderada de coque, utilizar 4 o más pases con tuberías de 4 a 5 pulgadas (Fig. 5A, C)
- 2c) Menos de 200 MMBTU/hora donde la formación de coque es severa, el uso de dos pases con líneas preferentemente de 6 pulgadas (Fig. 5)
- 3c) Para más de 200 MMBTU/hora se suele utilizar 4 o más pases con tuberías de 4, 5 ó 6 pulgadas (Fig. 5a, 5c)

3.3 Combustibles. -

El combustible a ser utilizado puede tener gran efecto en el diseño del horno. Es muy importante por lo tanto, decidir que combustible o combustibles van a ser utilizados.

Los factores que afectan al tipo de combustible a usar son:

- a) La separación entre el quemador, los tubos y la pared del horno.
- b) Tipo de tubo, si es que se va a utilizar con superficie extendida
- c) Tipo de quemador
- d) Si es que se va a utilizar pre-calentadores de aire
- e) Porcentaje de exceso de aire a utilizarse
- f) Costos. En general un diseño de horno para ser calentado con aceite combustible requiere del 5 al 15% más de inversión que si se hiciera con gas.

El combustible líquido que con más frecuencia es utilizado es el petróleo residual, al que hay que considerarlo con más cuidado, pues por su naturaleza misma contiene alta concentración de contaminantes en relación a otros productos del petróleo. Después de la combustión, los contaminantes forman productos que son altamente corrosivos formando escoria o impurezas que se depositan

en la superficie de los tubos reduciendo la transferencia de calor. El ataque corrosivo del óxido de vanadio y anhídrido sulfuroso sobre los soportes y zonas refractarias, especialmente cuando son aleaciones (al cromo y molibdeno) son bastante rápidas y severas, pudiendo quedar inutilizadas en unas pocas semanas.

Para prevenir este contacto tan directo con los gases de combustión, los tubos de la sección de radiación deben estar ubicados de tal manera que el flujo no esté dirigido a éstos, mediante una buena disposición de los quemadores.

Los combustibles son especificados de la forma siguiente:

Calor de combustión mínimo y máximo

Relación carbono/hidrogeno

Peso específico

Contenido de impurezas y/o elementos corrosivos

Los rangos de presión y temperatura en el cual pueden ser utilizados

Para los líquidos, datos de viscosidad y tensión superficial a varias temperaturas, factor de caracterización

Para los combustibles gaseosos, el peso molecular, composición y grado de saturación con el vapor de agua.

Esta información es necesaria para hacer una evaluación tanto en rendimiento del horno como en la evaluación económica.

El calor de combustión para los petróleos residuales está dado por la expresión (45)

$$Q_u = 47.47 \text{ API} + 16.6999 + 91.23\%H \quad (3-1)$$

$$Q = Q_u - 0.01 Q_u (\% H_2O + \% Cen + \% S) + 40.5\%S \quad (3-2)$$

Donde :

- Q_u = Calor de combustión BTU/lb-m a 60°F
 Q = Calor de combustión neto BTU/lb-m a 60°F
 API = Gravedad API
 $\%H$ = Porcentaje de hidrógeno
 $\%H_2O$ = Porcentaje de agua
 $\%S$ = Porcentaje de azufre
 $\%Cen$ = Porcentaje de cenizas

Para el cálculo del porcentaje de hidrógeno previamente hay que determinar la relación C/H, utilizando la expresión que ha sido ajustada del nomograma de WINN (48)

Para : $30 > API > 5$ y $13 > K > 11$

$$C/H = (-41.60 + 9.85 K - 0.45K^2) - 0.18 API \quad (3-3)$$

$$\%H = \frac{100 - (\%H_2O + \%Cen + \%S)}{C/H - 1.0} \quad (3-4)$$

Donde:

- K = Factor de caracterización UOP
 C/H = Relación carbono/hidrógeno

El calor de combustión a la temperatura de quemado está dado por:

$$Q_n = Q + \int_{60}^T cp dT \quad (3-5)$$

Siendo $\int cp dT$, el calor sensible de combustible

Q_n = Calor de combustión neto a la temperatura T

El calor específico está dado por:

$$cp = (0.05K + 0.41) (0.355 + 0.128 \times 10^{-2} API) + (0.503 + 0.117 \times 10^{-2} API) \times 10^{-3} t \quad (3-6)$$

t = temperatura en grados fahrenheit

cp = BTU/°F lb-m

Gráficamente se puede hallar mediante la fig. 8 (45)

El calor de combustión del gas es calculada en base a su composición, capacidad calorífica y calor de combustión, siendo dado por:

$$Q_n^g = \sum y_i \cdot Q_i^{60} + y_i \int_{60}^T cp_i dT$$

Donde:

- Q_n^g = Calor de combustión del gas a la temperatura de quemado T, btu/mol
- cp_i = Capacidad calorífica BTU/°Fmol
- y_i = Composición molar del gas
- Q_i = Calor de combustión del componente "i" BTU/°Fmol a 60°F

Determinación de la temperatura más económica de los gases que salen de la sección de convección (temperatura de chimenea)

La temperatura de los gases de chimenea, es un factor muy importante en el diseño del horno, pues afectará en los costos de inversión, así como en los de operación, ya que es función de:

- Temperatura de entrada de la carga
- Costo de inversión de los tubos, precalentadores de aire (si es que se van a utilizar) y paredes en la sección de convección.
- Costo de combustible
- Tipo de la sección de convección

Uno de los factores que influyen más es la temperatura de entrada de la carga, por lo cual Nelson (38) basándose en un estudio económico recomienda que a la temperatura de la carga se le debe aña-

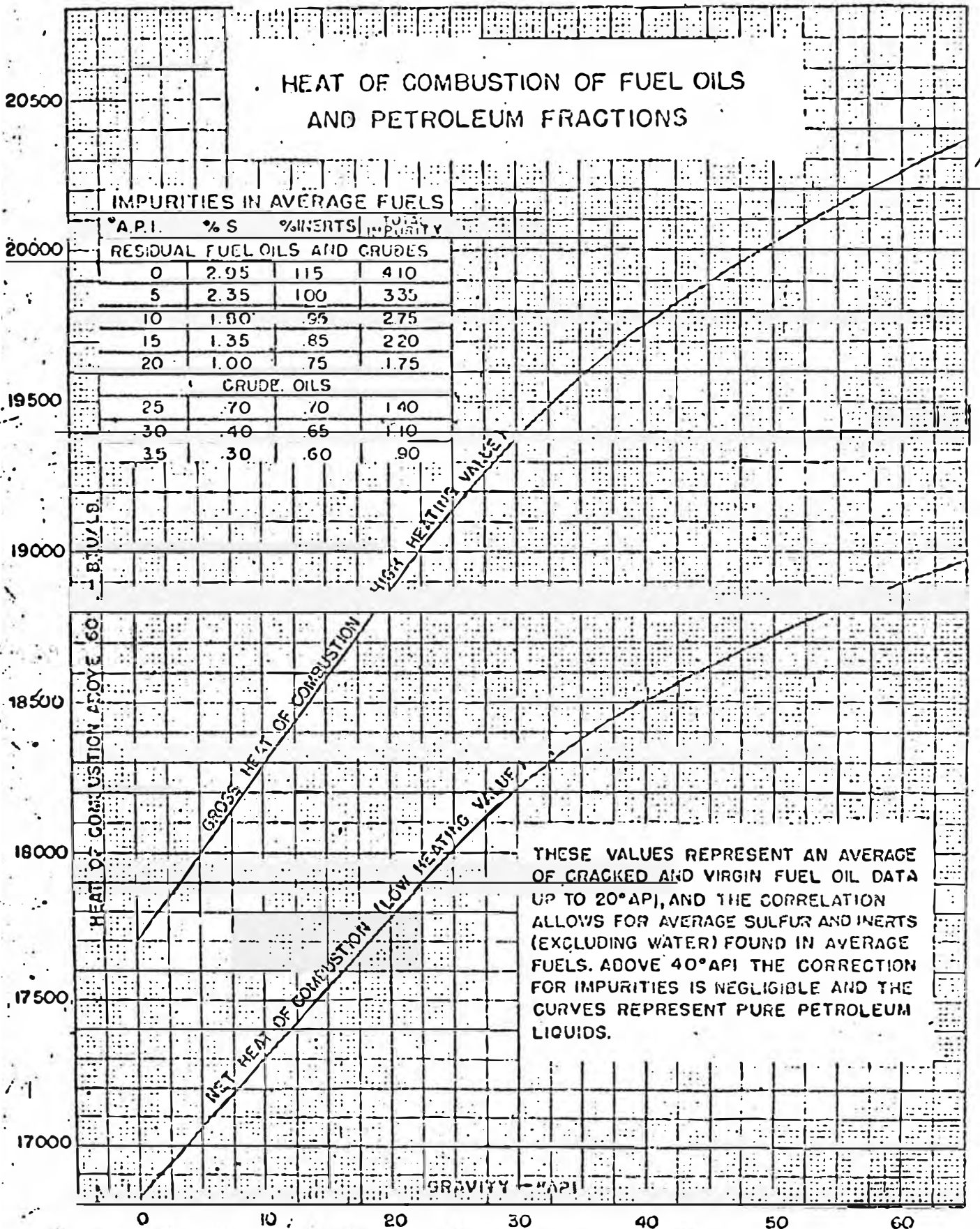


FIGURA 8

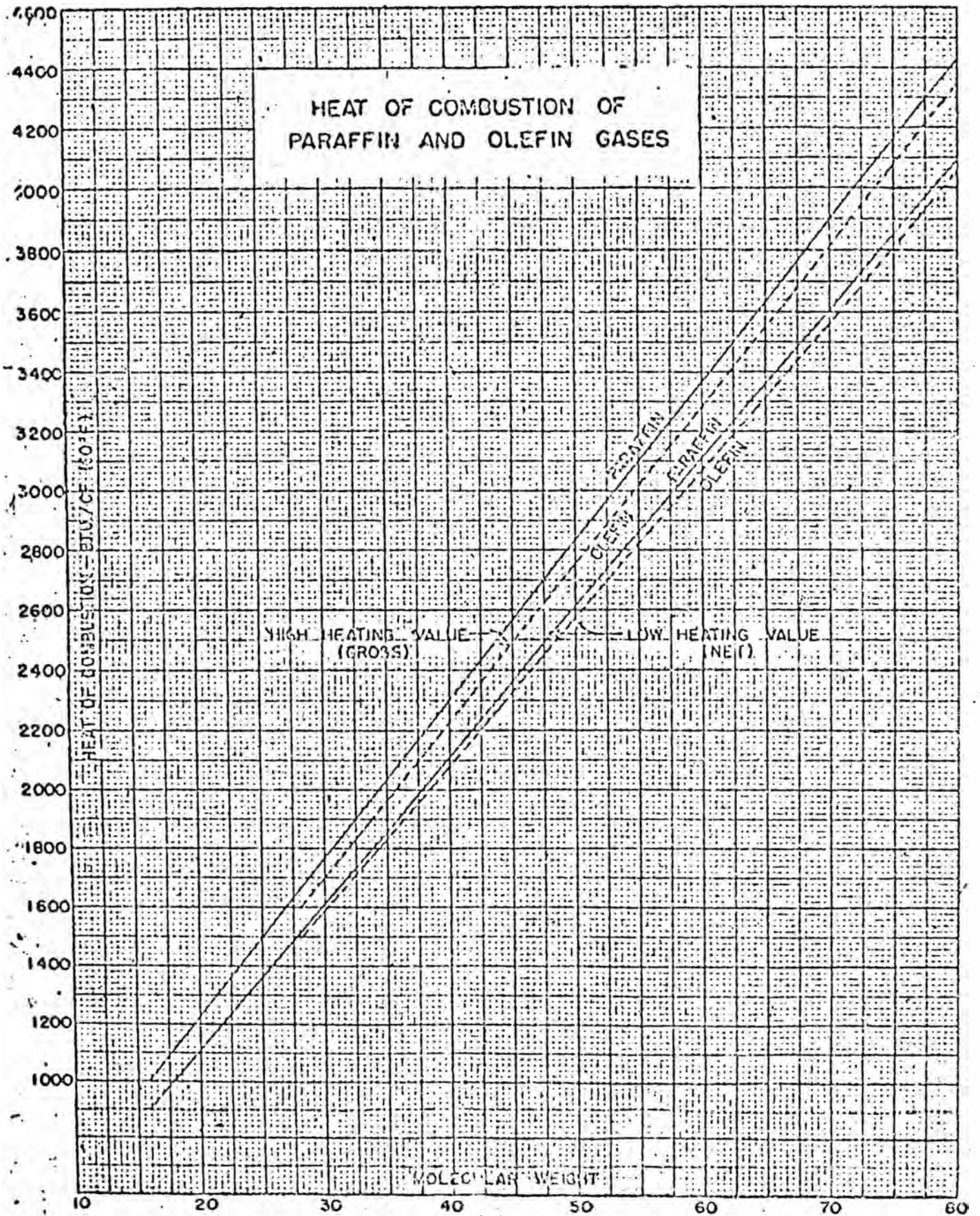


FIGURA 9

dir 275°F para que nos dé la temperatura de chimenea

Temperatura media del gas caliente. -

La temperatura media del gas caliente es utilizada para el cálculo del coeficiente de transmisión de calor en la sección de convección así como para determinar la superficie de tubería en la sección de convección.

Básicamente esta temperatura es función del porcentaje de exceso de aire, pérdida de calor por chimenea y del tipo de combustible, se le puede determinar fácilmente mediante la fig. # 10, pero como el uso de computadoras exigen que sean expresiones, se han ajustado las siguientes ecuaciones:

$$T_{\text{gas}} = A \cdot \text{Perd}^B \quad (3-8)$$

a) Para aceite combustible:

$$A = 69.7 - 0.7032 \cdot \text{Ex} + 6.344 \cdot 10^{-3} \cdot \text{Ex}^2 - 2.482 \cdot 10^{-5} \cdot \text{Ex}^3 \quad (3-9)$$

$$B = 0.8975$$

b) Para gas combustible:

$$A = 58.9 - 0.4595 \cdot \text{Ex} + 4.50 \cdot 10^{-3} \cdot \text{Ex}^2 - 2.055 \cdot 10^{-5} \cdot \text{Ex}^3 \quad (3-10)$$

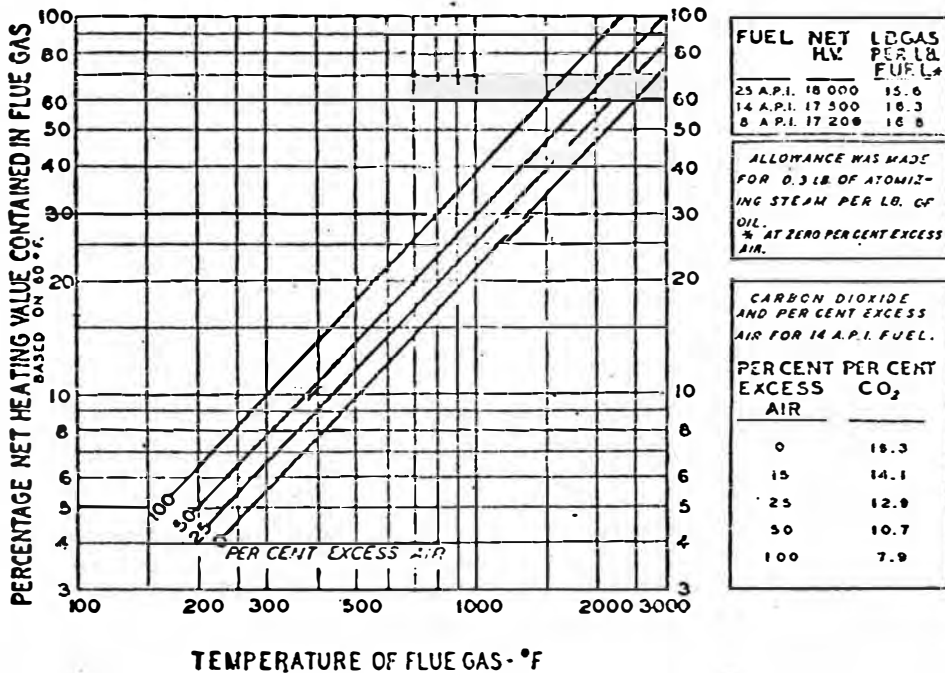
$$B = 0.914$$

Donde:

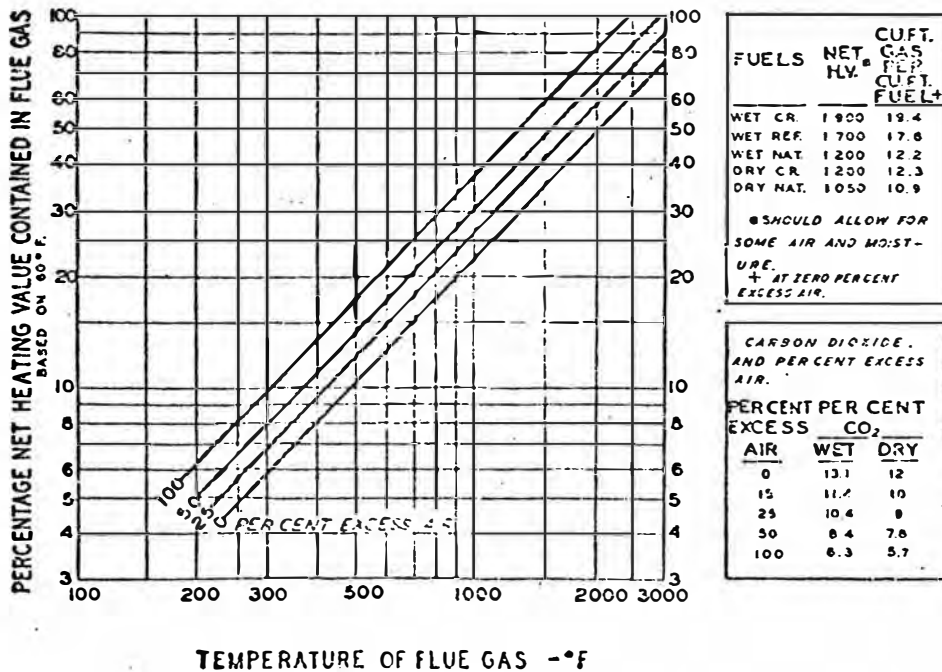
T_{gas} : Temperatura media de los gases calientes

Perd : Pérdidas en % de calor por chimenea + calor absorbido en la sección de convección

Ex : % de exceso de aire



TEMPERATURE OF FLUE GAS - °F
Fuel-oil-combustion chart based on net heat of combustion. (Oil Gas J.)



TEMPERATURE OF FLUE GAS - °F
Gas-combustion chart based on net heat of combustion. (Oil Gas J.)

FIGURA 10

3.6 Coefficientes de Transferencia de Calor. -

Básicamente la transferencia de calor en flúidos de dos fases presenta el mismo tipo de problemas como en el de pérdidas de presión, pero el cálculo de la transferencia de calor en hornos es más complicada y por tal motivo para salvar este problema se ha recurrido a relaciones que en gran parte son empíricas. Los coeficientes de transferencias de calor en las secciones de radiación y convección son desarrolladas a continuación.

3.6.1 Coefficiente de transmisión de calor en la Sección de radiación:

La radiación de la llama en los hornos tubulares, la dimensión, así como sus condiciones son difíciles de evaluar, así que para determinar la fracción de calor absorbido en esta sección se han adoptado relaciones empíricas.

Los más importantes factores que afectan son:

- Razón aire/combustible (afecta la temperatura de la llama)
- Arreglo y espaciamiento de la superficie absorbente
- Tipo de combustible (calor de combustión)

Estos factores han sido relacionados por Wilson, Lobo y Hottel (38)

$$R = \frac{1}{1 + \frac{G \sqrt{Q/a \cdot A_{cp}}}{4200}} \quad (3-11)$$

Donde:

R = Fracción del calor liberado que es absorbido por la superficie fría dentro del horno

G = Relación aire/combustible, lb-m aire/lb-m combustible

Q = Total de calor producido por la llama. BTU/hora ó el calor neto producido por la combustión del combustible

A_{cp} = Área de la pared que tienen instalado los tubos, pie²

a = Factor por el cual A_{cp} es multiplicado para obtener la superficie efectiva (fig. 11)

A_{cp} no es conveniente utilizarlo pudiéndose expresar en función del área de los tubos.

$$A_{cp} = \frac{L \times N \times C}{12} \quad (3-12)$$

El área proyectada de los tubos sobre la pared será:

$$A = \frac{L \cdot n \cdot N \cdot D}{12} \quad (3-13)$$

Donde :

A = Área proyectada de los tubos, pie²

L = Longitud de los tubos, pie

C = Espacio entre tubos (¢ a ¢) pulg

N = Número de tubos

D = Diámetro exterior de los tubos, pulg.

n = Número de filas

De las dos últimas expresiones se obtiene:

$$A_{cp} = \frac{A}{n} \cdot \frac{C}{D} \quad (3-14)$$

El calor absorbido en la sección de radiación será:

$$Q. R = q. A. \pi \quad (3-15)$$

Donde:

q = Densidad de calor promedio en la sección de radiación BTU/hr pie²

De las ecuaciones (3-11), (3-14), y (3-15) se obtiene la expresión siguiente (2) :

$$\pi. q \left(\frac{D}{C} \cdot \frac{n}{a} \right) = \frac{(1-R)^2}{R} \cdot \frac{17640000}{C^2} \quad (3-16)$$

D y n varía de acuerdo al diseño : el factor "a" se halla de la expresión : (Fig N° 11)

-C se halla de acuerdo al exceso de aire; según la experiencia se toman los siguientes criterios:

- Si es combustible gaseoso deberá fijarse un exceso de 20% de aire sobre el que teóricamente se requerirá
- Si es combustible líquido deberá fijarse un exceso de 30% de aire
- Cuando se queman combinados también se aplican los mismos criterios

"q" que es la densidad de calor es función de una serie de factores:

- a) Tipo de horno
- b) Naturaleza del fluido a ser calentado, su velocidad, formación de coque
- c) Tipo de servicio
- d) Temperatura de salida de la carga

Para la vaporización de petróleo crudo en una unidad primaria, la densidad recomendada (q) es de 12, 000 BTU/hr pie²

"C" se puede tomar como dos diámetros nominales . Según las recomendaciones , la distancia mínima entre los centros de los tubos debe ser:

Diámetro nominal pulgadas	Distancia ϕ a ϕ pulgadas
3 ó menos	2 diámetros
3 1/2 - 4	6 1/2
5	7
6	8

3.6.2 Coefficiente total de transmisión de calor en la sección de convección

El coeficiente total de transmisión está constituido por los siguientes coeficientes parciales.

- Coeficiente del film de gas (h)
- Coeficiente del film del líquido que fluye (h_i)
- Coeficiente de la pared del tubo (h_t)
- Coeficiente de ensuciamiento del interior del tubo (h_k)

Cada uno de ellos procederemos a determinar separadamente para posteriormente hallar el coeficiente global de transmisión.

a) Coeficiente del film del gas (h):

El coeficiente está a la vez constituido por otros :

- Coeficiente de transferencia de calor por convección pura
- Coeficiente de transferencia de calor debido a la radiación del gas caliente y paredes de la sección de convección.

El coeficiente de transferencia de calor por convección pura (h_c) está dada por la ecuación empírica de Monrad (38)

$$h_c = \frac{2.14 T^{0.28} \cdot G^{0.6}}{D^{0.4}} \quad (3-17)$$

Donde:

G = Velocidad másica máxima del gas de combustión
(lb/seg. pie²)

T = Temperatura media del gas caliente °R

D = Diámetro exterior del tubo pulg.

La velocidad másica (G) deseable puede ser fijada en base a la siguiente tabla:

Combustible	Veloc. másica lb/seg. pie ²
Gas natural	0.5 - 0.6
Aceite con bajo contenido de metales	0.4 - 0.5
Aceite con alto contenido de metales	0.3 - 0.4

La temperatura promedio (T) puede ser calculada como la media aritmética de la temperatura del gas que entra y sale de la sección (2).

$$T = (T_{ent} + T_{sal}) / 2 \quad (3-18)$$

La temperatura de entrada a la sección de convección es hallada en la sección 3.5. La temperatura de salida que es igual a la temperatura de la chimenea, es hallada en la sección (3.4)

El coeficiente de radiación del gas (h_{rg}) puede ser hallado por la relación empírica siguiente:

$$h_{rg} = 0.0025 T - 1.9 \quad (3-19)$$

Temperatura promedio del gas en °R

El efecto de la pared que generalmente varía entre el 6 y 15% de la suma de los coeficientes de convección (h_c) pura y el de radiación (h_{rg}).

$$\% \text{ efecto de la pared} = \frac{h_{rb} \cdot A_w \cdot 10^2}{(h_c + h_{rg} + h_{rb}) \cdot A_t} \quad (3-20)$$

Donde:

- h_{rb} = Coeficiente de radiación de la pared:
 $0.00688 \cdot p \cdot (T/100)^3$
- p = Emisividad de la pared, generalmente 0.95
- T = °R
- h_c = Ecuación (3-17)
- h_{rg} = Ecuación (3-19)
- A_w = Área de la pared pies²
- A_t = Área de los tubos pies²

El coeficiente total de transmisión del film del gas (h) está dado por:

$$h = \frac{(100 + \% \text{efec. pared})}{100} \cdot (h_c + h_{rg}) \quad (3-21)$$

b) Coeficiente de transmisión de calor del film del líquido (crudo)

Se calculará por la siguiente ecuación desarrollada por Nusselt (9)

$$h_i = \frac{0.023 \cdot K}{D} (R_e)^{0.8} (\text{Pr})^{1/3} \quad (3-22)$$

Donde:

- K = Conductividad térmica del líquido BTU/hr pie °F
 D = Diámetro interno de la tubería, pie
 R_e = Número de Reynold
 Pr = Número de Prandtl

$$R_e = DG/\mu \quad , \quad \text{Pr} = C_p \mu / K \quad (3-23)$$

G = Velocidad másica del fluido (lb/hr pie²)

μ = Viscosidad del fluido (lb/pie. seg)

C_p = Calor específico (BTU/lb. °R)

c) Coeficiente de transmisión de calor por la pared del tubo (h_t)

Está dado por la expresión:

$$h_t = \frac{1}{\frac{(D_o - D_i) \cdot D^*}{2 K_m \bar{D}}} \quad (3-25)$$

Donde:

- D_o = Diámetro exterior del tubo, pie
 D_i = Diámetro interior del tubo, pie
 K_m = Conductividad térmica del metal (BTU/hr pie)
 \bar{D} = Diámetro medio logarítmico

$$\bar{D} = (D_o - D_i) / \ln (D_o / D_i) \quad (3-26)$$

d) Coeficiente de transmisión del coque (h_k)

El coque que se forma en el interior del tubo es uno de

los factores que influyen más en la transmisión del calor por su baja conductividad del calor; está dada por la expresión:

$$h_k = \frac{1}{\frac{x_k \cdot D_o}{K_k \cdot D}} \quad (3-27)$$

Donde:

x_k = Espesor del coque, pie

K_k = Conductividad térmica del coque (BTU/hr. pie)

Como se han determinado los diferentes factores que influyen en el coeficiente global de transmisión, la expresión siguiente lo determinará:

$$U = \frac{1}{\left(\frac{1}{h} + \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_t} + \frac{1}{h_k} \right)} \quad (3-28)$$

3.7 Pérdidas de Calor en los hornos.

Las pérdidas de calor que se producen cuando se toma como base el poder calorífico neto, son principalmente de dos tipos:

- Calor sensible de los gases que son eliminados por la chimenea
- Pérdidas a través de las paredes, techo, piso, etc.

En los hornos tubulares, generalmente se hace la combustión con un 20-30% de exceso de aire, por lo que difícilmente se encuentra monóxido de carbono en los gases de combustión y por consiguiente no existen pérdidas de calor por combustión incompleta; no es necesario tener en cuenta pérdidas por el contenido calórico en las cenizas (al eliminarse sustancias inertes del combustible con mayor entalpía con la que ingresaron)

Para poder determinar las pérdidas por la chimenea, haremos un balance térmico, tomando como condiciones de referencia 60°F y una atmósfera de presión.

Entalpía de reaccionantes (combustión) = Entalpía absorbida por la carga + Entalpía de gases de combustión + Pérdidas

$$H_r = H_c + H_{ch} + \text{Pérdidas}$$

$$H_{ch} = \sum \int_{60}^{T_{ch}} x_i \cdot cp_i \cdot dT \quad (3-29)$$

Donde:

x_i = Fracción molar del componente "i" de los gases de combustión

cp_i = Calor específico del componente "i" (46)

Para hallar el porcentaje de pérdidas por chimenea:

$$\% H_{ch} = \frac{H_{ch} \times 100}{H_r} \quad (3-30)$$

Las pérdidas por las paredes, piso, etc. dependen de la capacidad, tipo de construcción, así como de las condiciones atmosféricas.

En un horno en buenas condiciones (3), la pérdida por convección en término medio se puede considerar como un 2% de calor total proporcionado. Para las pérdidas por radiación (29)

- 2% para hornos menores a 30 MMFTU/hora
- 1-1.5 % para hornos entre 30-100 MMFTU/hora
- 1.0% para hornos mayores a 100 MMFTU/hora

En un diseño se toma como pérdidas por radiación y convección 4%

La pérdida total será:

$$\% \text{ de pérdida total} = \% \Delta H_{ch} + 4\%$$

3.8 Calor absorbido en las secciones de radiación y convección. -

Al conocerse las condiciones inicial y final de la carga, se puede determinar el calor necesario a proporcionar por unidad de tiempo, siendo una parte absorbido en la sección de radiación y lo restante en la sección de convección.

En la sección (3.6.1) se determinó la fracción de calor absorbido en la sección de radiación, entonces el calor que debe absorberse en esta sección será:

$$Q_{\text{rad}} = \Delta H_c \cdot R \quad (3-31)$$

Donde:

- Q_{rad} = Calor absorbido en la sección de radiación BTU/hr.
- H_c = Calor total absorbido por la carga BTU/hora
- R = Fracción de calor absorbido en la sección de radiación

El calor que se debe absorber en la sección de convección estará dada por la diferencia entre el calor total proporcionado por el combustible (H_r) y el calor absorbido en la sección de radiación (Q_{rad}) más las pérdidas (perd.) así:

$$Q_{\text{con}} = \Delta H_r - (Q_{\text{rad}} + \text{perd}) \quad (3-32)$$

3.9 Determinación de la temperatura del crudo al salir de la Sección de convección. -

El crudo al entrar a la sección de convección lo hace como líquido y es poco probable que al salir de esta sección haya comenzado la vaporización, en base a esta suposición hallaremos dicha temperatura, pues hasta este momento conocemos la temperatura de entrada y la entalpía absorbida en esta sección. Haciendo un ba -

lance de energía tenemos:

$$Q_{con} = W \int_{T_1}^{T_2} c_p dT \quad (3-33)$$

Donde:

c_p = Capacidad calorífica del crudo que es función de la gravedad API y del factor de caracterización UOP(K)
(16) (BTU/°F. Lb)

W = Masa por unidad de tiempo lb/hora

Si reemplazamos la expresión de c_p en la ecuación (3-32) tendremos una vez integrada:

$$Q_{con} = W \cdot (0.05 K + 0.41) \left\{ (0.355 + 0.128 \times 10^{-2} \text{API}) (t_2 - t_1) + (0.503 + 0.117 \times 10^{-2} \text{API}) \times 10^{-3} / 2 \cdot (t_2^2 - t_1^2) \right\} \quad (3-35)$$

Donde:

t_1, t_2 = Temperaturas de entrada y salida de la carga. La incógnita t_2 se puede determinar por tanteos

3.10 Superficie total de los tubos. -

En la sección de radiación:

$$A_{rad} = Q_{rad}/q \quad (3-36)$$

Donde:

A_{rad} = Superficie de tuberías en la sección de radiación, pies²

Q_{rad} = Calor que es absorbido en esta sección, BTU/hr.
Ecuación (3-31)

q = Densidad de flujo BTU/hr. pie²

En la sección de convección:

La superficie total requerida de tubería será:

$$A_{con} = \frac{Q_{con}}{U \cdot \pi} \quad (3-37)$$

Donde:

A_{con} = Superficie de tubos en la sección pies²

Q_{con} = Calor que se absorbe en la sección BTH/hr
ecuación (3-32)

T = Temperatura media logarítmica, que es hallada de la forma siguiente.

$$\bar{T} = \frac{(T_{gas} - T_2) - (T_{ch} - T_1)}{\ln \left\{ (T_{gas} - T_2) / (T_{ch} - T_1) \right\}} \quad (3-38)$$

T_{ch} = Temperatura de los gases de chimenea (secc. 3.1) °R

T_{gas} = Temperatura de los gases de combustión que entran a la sección de convección °R (Secc. 3.5)

T_1 = Temperatura de la carga al entrar a la sección de convección, °R

T_2 = Temperatura del crudo al salir de la sección de convección °R (Sec. 3.8)

11 Determinación de la longitud de los tubos (c/u). -

La determinación de la longitud de los tubos tiene un marcado efecto en los costos del horno. Entre los factores que influyen tenemos:

- a) Número, tipo y costo de los soportes, soldadura y accesorios, como son los retornos
- b) Si la longitud de los tubos es demasiado largo se requeriría de soldado intermedio que eleva los costos.
- c) Los hornos no deben de diseñarse con tubos mayores a 80 pies, debido a la dificultad en reemplazar los tubos.

Para poder determinar la longitud de los tubos previamente hay

que saber el tipo de horno. En los hornos tipo cabina los tubos normalmente son iguales para ambas secciones, mientras que en los hornos verticales la longitud de los tubos es diferente para ambas secciones.

Conocida la superficie de los tubos de ambas secciones la longitud de los tubos puede ser hallada utilizando las figs. 12 y 13 para hornos de cabina y verticales respectivamente.

El uso de computadoras exige que las relaciones estén en forma de expresiones matemáticas, motivo por el cual se han ajustado expresiones.

Para hornos verticales (fig. 12)

Las relaciones son válidas para hornos con superficies mayores a 200 pies cuadrados y menores a 10,000 pies cuadrados.

Para la sección de radiación:

$$L_{\text{rad}} = 0.657 A_{\text{rad}}^{0.512} \quad (3-39)$$

Para la sección de convección:

$$L_{\text{con}} = 0.595 L_{\text{rad}}^{0.921} \quad (3-40)$$

Donde:

A_{rad} = Superficie total de tuberías de la sección de radiación en pies cuadrados

L_{rad} : Longitud de tubos en la sección de radiación pies

L_{con} : Longitud de tubos en la sección de convección pies

Para los hornos de cabina (Fig. 13)

La longitud de los tubos es igual para ambas secciones:

Para: $100 < A_{\text{rad}} < 2750$

$$L = 1.00 + 0.01405 A_{\text{rad}} \quad (3-41)$$

Para:

$$2750 < A_{\text{rad}} < 3500$$

$$L = 40.0 \quad (3-42)$$

Para:

$$3500 < A_{\text{rad}} < 6500$$

$$L = 14.5 + 0.010 A_{\text{rad}} \quad (-343)$$

Para:

$$A_{\text{rad}} > 6500$$

$$L = 80.0$$

Donde:

A_{rad} : Superficie total de la sección de radiación en pies cuadrados

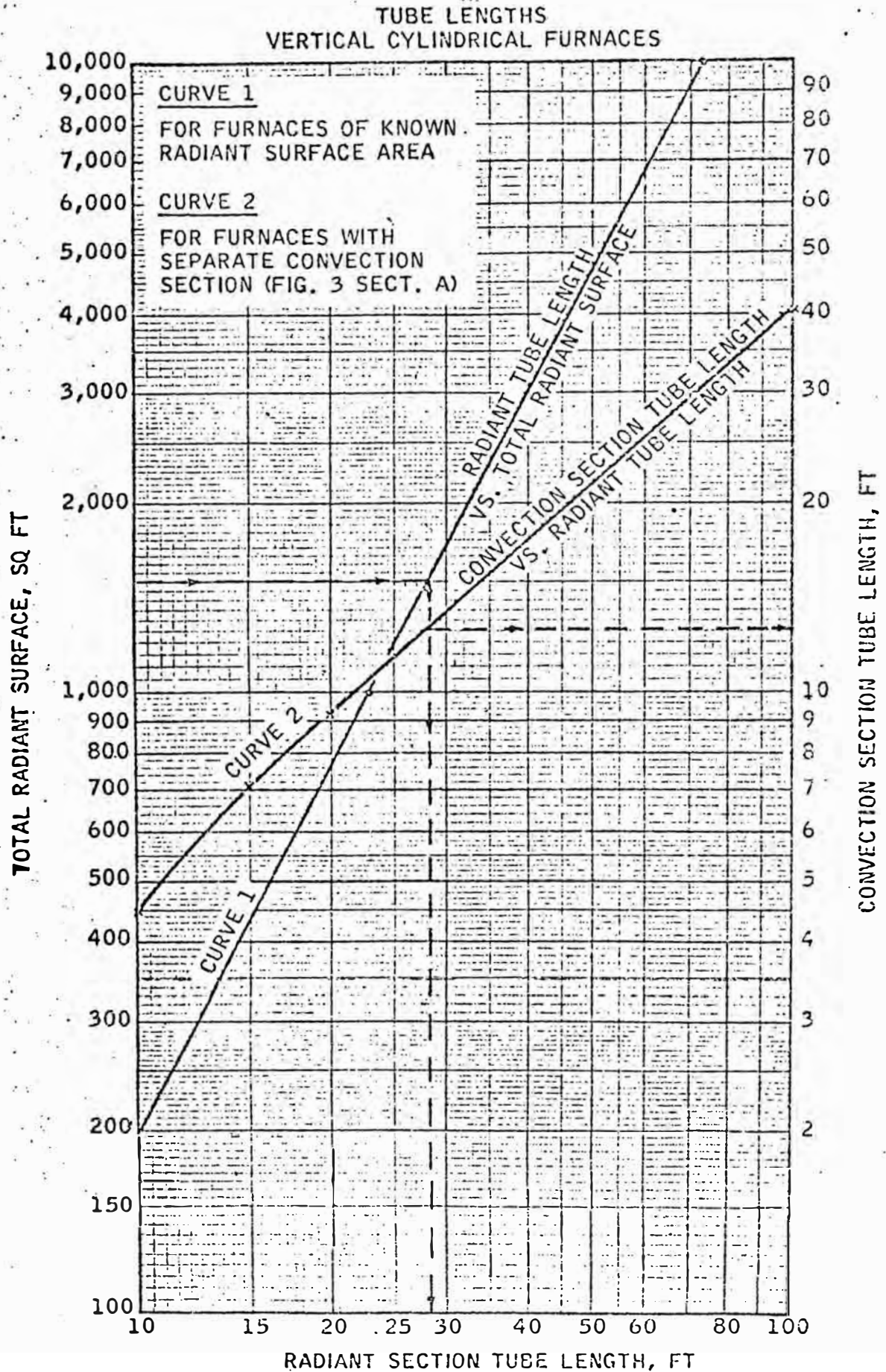
L : Longitud de los tubos en pies

3.12 Número de Tubos y longitud equivalente total. -

Conocidas las superficies de absorción de los tubos en las secciones de radiación y convección y los diámetros, fácilmente se puede determinar el número de tubos, así:

$$N_{\text{tr}} = \frac{A_{\text{rad}}}{D \cdot L_{\text{rad}}} \quad (3-44)$$

$$N_{\text{tc}} = \frac{A_{\text{con}}}{D \cdot L_{\text{con}}} \quad (3-45)$$



TUBE LENGTHS
CABIN FURNACES

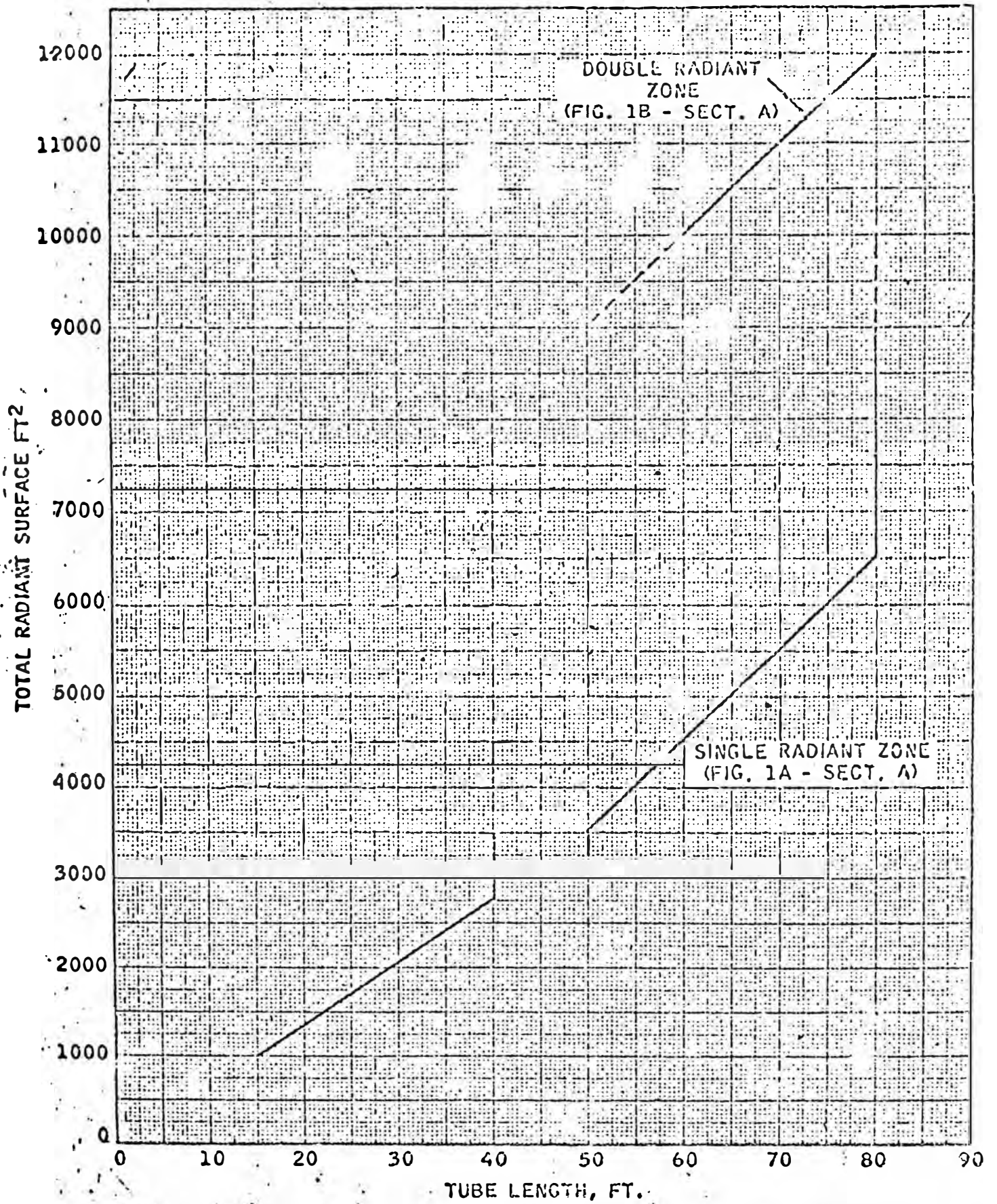


FIGURA 13

Donde:

A_{rad} , A_{con} : Superficie de absorción de los tubos en las secciones de radiación y convección respectivamente, en pies cuadrados

N_{tr} , N_{tc} : Número de tubos en las secciones de radiación y convección respectivamente

L_{rad} , L_{con} : Longitud de cada tubo en las secciones de radiación y convección respectivamente, en pies

D : Diámetro exterior de los tubos, pies

Al decir longitud equivalente total, nos referimos a la longitud física de la tubería y aquella hipotética que es considerada debido a los accesorios (fitting) y válvulas.

La longitud equivalente de los accesorios y válvulas normalmente son expresadas en función del diámetro de la tubería. Otra forma de expresar es mediante la expresión:

$$K = C/D^m \quad (3-46)$$

donde C y m son constantes empíricas dependientes del tipo de accesorio. Se puede determinar mediante la fig. 14. Sus expresiones serán:

$$K_1 = 5 + 60.D \quad (\text{Para U bends})$$

$$K_2 = 5 + 110.D \quad (\text{Para H bends})$$

La longitud equivalente será:

$$L_e = \sum n_i K_i \quad (3-47)$$

i = Tipo de accesorio o válvula

n = Número

K = La longitud equivalente

La longitud total equivalente en pies de la línea estará dada por:

$$L = L_e + N_{tr} \cdot L_{rad} + N_{tc} \cdot L_{con} + L_{tran} \quad (3-48)$$

L_{tran} : Longitud de la línea de transferencia

3.13 Tubos de Superficie extendida. -

Los tubos con superficie extendida son a veces utilizados, como un medio para obtener mayor transferencia de calor por unidad de longitud, en comparación con los tubos lisos. Sólo se les utiliza en la sección de convección.

Hay dos tipos más utilizados:

Tubos con clavijas (stud)

- Tubos con aletas helicoidales (Fins)

En la mayoría de los casos el uso de estos tubos significa una menor inversión, pero hay ciertas consideraciones que se deben tomar:

- No deben ser utilizados cuando la formación de hollín y corrosión sean altas, especialmente si el combustible es algún tipo de combustible residual

El servicio de mantenimiento es mayor, ya que hay que mantenerlos limpios de hollín y escoria

Cuando la temperatura de los tubos va a ser muy alta, no es recomendable utilizarlos, aunque este inconveniente puede salvarse instalando tubos lisos en las filas inferiores de la sección de convección.

3.14 Ecuaciones fundamentales del flujo en estado estacionario. -

La determinación de la pérdida de presión en el serpentín inclu-

PRESSURE DROP OF TUBE HEADERS
IN EQUIVALENT FEET TUBING

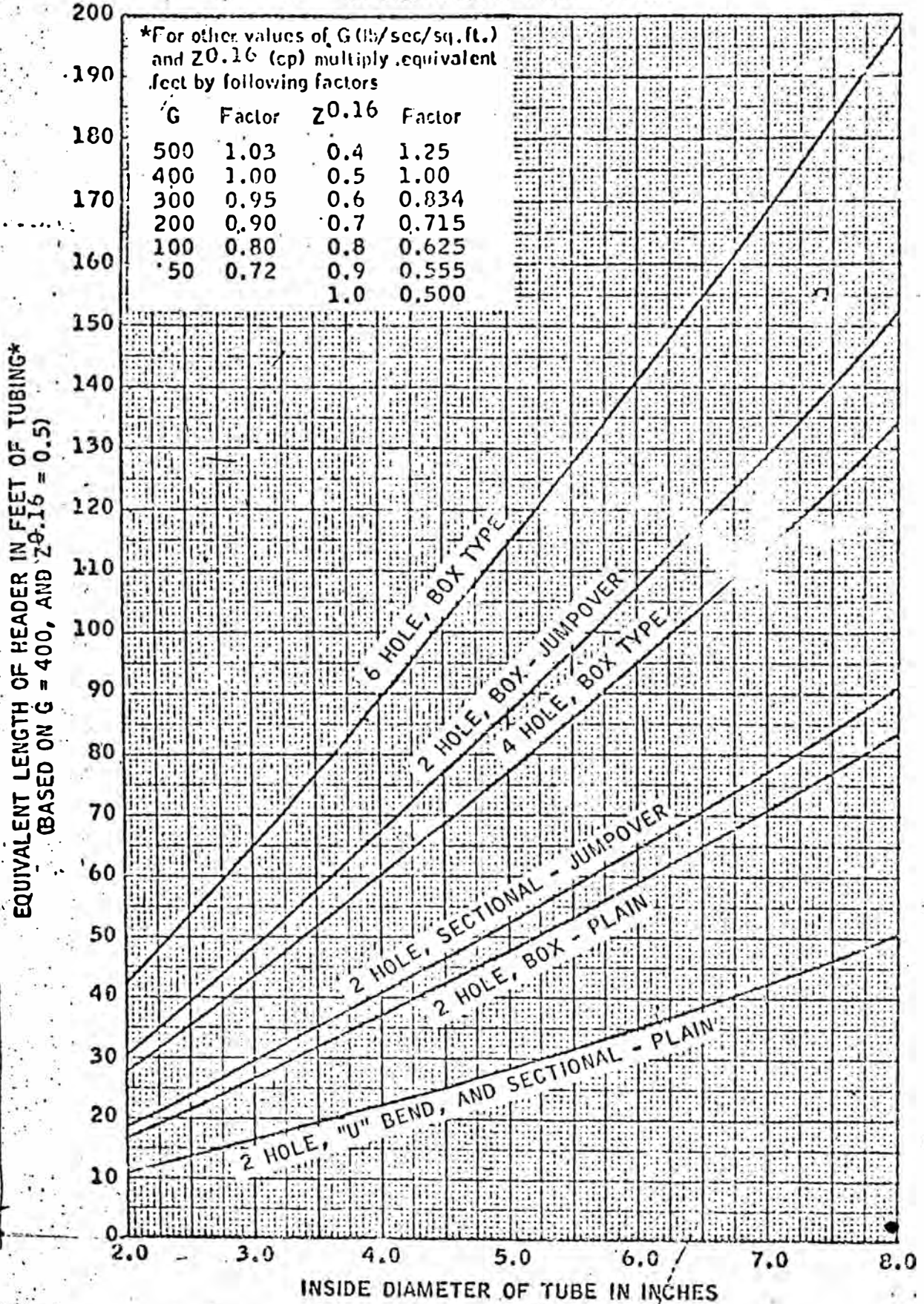


FIGURA 14

yendo la de la línea de transferencia es la parte más complicada y de mayor incertidumbre, pues a lo largo de la línea hay una constante vaporización que implica grandes cambios en las propiedades del fluido, además hay que considerar que el fluido en el horno aumenta constantemente de entalpía así como de energía cinética.

Se debe de tener la certeza de que no se presenten velocidades supersónicas que traería como consecuencia inestabilidad en la torre de fraccionamiento, por lo tanto hay que comprobar la no existencia de esta situación al final de la línea de transferencia.

Fijados nuestros objetivos, procederemos primeramente a exponer los principios fundamentales del movimiento de fluidos, condiciones críticas, métodos utilizados para el cálculo de la pérdida de presión y finalmente el método utilizado para determinar la caída total de presión en toda la línea.

El movimiento de fluidos se basa en los siguientes principios:

- Conservación de la masa
- La segunda ley de movimiento de Newton
- La primera y segunda ley de la termodinámica

La aplicación de los principios termodinámicos a las corrientes fluidas son posibles únicamente bajo grandes restricciones. Cuando un fluido compresible fluye con fricción a través de un conducto, los cambios que tienen lugar deben ajustarse a cuatro ecuaciones fundamentales del flujo en estado estacionario.

- a) Ecuación de continuidad. - Es esencialmente una formulación del principio de la conservación de la materia; así en una tubería con secciones transversales diferentes,

$$w = \frac{u_1 \cdot A_1}{v_1} = \frac{u_2 \cdot A_2}{v_2} = \frac{u \cdot A}{v} \quad (3-49)$$

Donde:

w : Flujo de masa

A_1, A_2, A : Area de las secciones transversales

u_1, u_2, u : Velocidad del fluido

v_1, v_2, v : Volumen específico

Tomando diferenciales a la ecuación (3-49) debe de cumplirse:

$$d\left\{\frac{u \cdot A}{v}\right\} = 0 \quad (3-50)$$

- b) Ecuación de movimiento. - Que expresa el principio de conservación de la cantidad de movimiento y comprende un balance de fuerzas y cantidades de movimiento de un volumen elemental, debiendo incluirse todas las fuerzas que actúan sobre el mismo y el flujo neto de "cantidad de movimiento" a través de sus límites. Así para el caso general de flujo unidimensional se puede escribir en la forma:

$$\frac{d(w \cdot u^2 / \bar{u})}{g_c} + d(ps) + dF_d - dF_g = 0 \quad (3-51)$$

Donde:

W : Flujo másico

\bar{u}^2 : Valor medio de la velocidad a través de la corriente

p : Presión

s : Magnitud vectorial en la dirección del flujo que posee la magnitud del área transversal

F_d : Fuerza total de arrastre ejercida por el fluido en la dirección del flujo

F_g : Fuerza externa, tal como la gravedad,

ejercida sobre el fluido en la dirección del flujo.

- c) Ecuación energética. - o balance de energía que es igual a la variación de energía total

Para cambios de energía superficial despreciables:

$$\frac{d(u^3/\bar{u})}{Z \cdot g_c} + dU + d(pV) + dZ + dq' + d'w = 0 \quad (3-52)$$

Donde:

U	:	Energía interna por unidad de masa
V	:	Volumen específico
Z	:	Energía potencial por unidad de masa o elevación
d'q	:	Calor añadido
d'w	:	Trabajo externo realizado por el fluido

- d) Ecuación de energía mecánica. - La fricción inducida por la corriente fluída da lugar a una degradación de la energía mecánica por su conversión en calor y por lo tanto a un incremento a su energía interna y entropía bajo condiciones adiabáticas ó a una pérdida a los alrededores. Así para un elemento de longitud dL :

$$vdp + d\left(\frac{\bar{u}^2}{2g_c}\right) + dZ + dW_f + d'W = 0 \quad (3-53)$$

Donde:

dW _f	:	Energía degradable por fricción
d'W	:	Trabajo externo realizado por el fluido
dZ	:	Cambios por elevación

Además de las ecuaciones descritas anteriormente, deben cumplirse la ecuación de estado del fluido, así como las restricciones que condicionan, tales como las adiabáticas y las isotermas o en el caso general en que el calor se transfiere al fluido y la temperatura varía.

3.15 Máxima velocidad del fluido en tuberías. -

El volumen específico de sistemas que se están vaporizando aumentan rápidamente, debido a las pérdidas de presión por fricción que son muy grandes. Si este sistema fluye adiabáticamente en un flujo de masa constante aumentará a medida que disminuye la presión, hasta alcanzar una velocidad límite. Un incremento posterior en la velocidad y una reducción de presión, no puede tener lugar espontáneamente ya que ello supondría una disminución de entropía. Si se excede la longitud máxima del conducto ocurre "el choque", que es una discontinuidad en las condiciones de flujo con un incremento brusco en la presión reduciendo la velocidad a valores sub-sónicos. El "Flujo Crítico" se define también como el punto donde la energía aprovechable para mover el fluido a lo largo de la tubería es totalmente consumido por la aceleración y la energía entonces, no puede ser disipada por la fricción. Este fenómeno también se le conoce como "onda de choque". Una onda de choque puede mantener una posición estacionaria en un conducto supersónico de longitud mayor que el valor límite, y corresponde a una zona de longitud infinitesimal donde la velocidad cambia de supersónica a sub-sónica con incremento abrupto de presión, temperatura y densidad.

De acuerdo con la ecuación de energía mecánica (3-53) y con las consideraciones siguientes:

$d'W = 0$ porque no hay trabajo externo que realiza el fluido

$dW_f =$ Pérdida de presión por fricción

$$v dp \frac{dL}{dL} = \frac{\Delta p}{\Delta L} \cdot (vdL) \quad (3-54)$$

$\frac{\Delta p}{\Delta L} =$ Pérdida de presión del sistema

$L =$ Longitud equivalente de tubería

$$v dp + \frac{u du}{2g} + dZ + \frac{\Delta p}{\Delta L} \cdot (vdL) = 0 \quad (3-55)$$

Omitiendo el término elevación y dividiendo por dp se obtiene:

$$v + \frac{u}{2g} \frac{du}{dp} + \frac{\Delta p}{\Delta L} \cdot v \cdot \frac{dL}{dp} = 0 \quad (3-56)$$

desde que $(\Delta p / \Delta L)$ no puede ser infinito para una razón de flujo finita y como el volumen específico (v) no puede ser cero, por consiguiente en el flujo crítico:

$$\frac{dL}{dp} = 0$$

el tercer término de la ecuación (3-56) se hace cero; tomando la forma:

$$v + \frac{u}{2g} \frac{du}{dp} = 0 \quad (3-57)$$

Por la ecuación de continuidad (3-49)

$$\frac{w}{A} = \frac{u}{v} = C \quad (3-58)$$

$$du = C dv$$

El punto crítico se producirá cuando el término $\Delta p / \Delta v$ sea igual

La ecuación (3-57) multiplicando por dp y dividiendo por v , se obtendrá:

$$\frac{dp}{dv} = -\frac{G^2}{2g} \quad \text{ó} \quad \frac{\Delta p}{\Delta v} = -\frac{G^2}{2g} \quad (3-59)$$

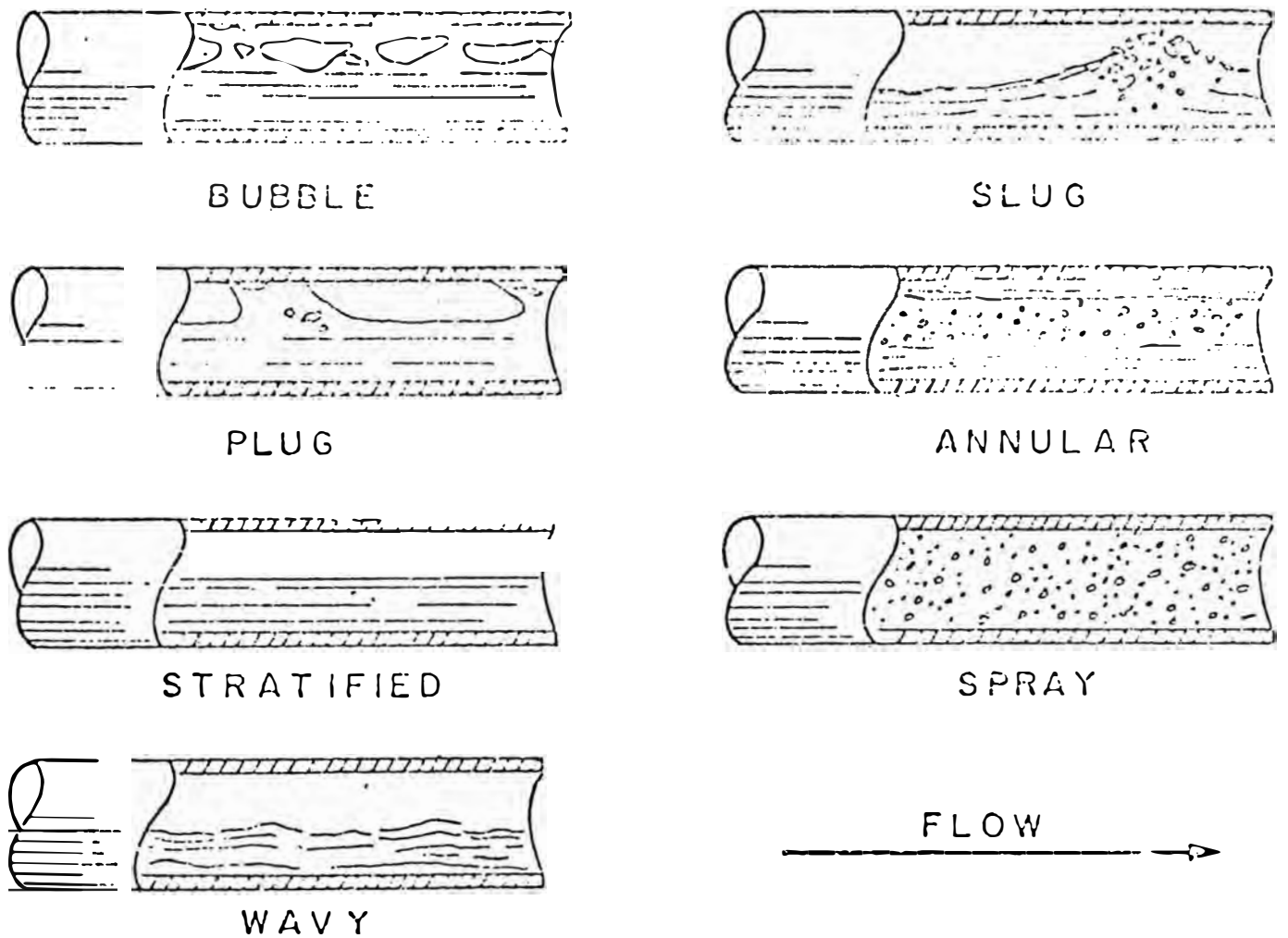
El punto crítico se producirá cuando el término $\Delta p / \Delta v$ sea igual a $-G^2/2g$. Si estas dos expresiones las graficamos se podrá determinar el punto crítico, pero en el caso de utilizar computadoras se fijará una pequeña caída de presión determinándose los volúmenes específicos correspondientes, de ser $(\Delta p / \Delta v)$ menor a $-G^2/2g$ se podrá afirmar que se está o se ha pasado el punto crítico.

3.16 Tipos de regímenes de flujo en doble fase. -

Cuando un fluido se mueve a través de una tubería y la temperatura y presión cambian, las características del fluido también cambian habiendo una sucesión de regímenes de flujo, los cuales pueden ser predecidos por el método de Baker (8).

A. Dukler (14) ha establecido que dentro de una tubería sólo hay tres regímenes: segregado, intermitente y distribuido.

- Flujo segregado ocurre cuando el gas y líquido son continuos en la dirección axial. Dentro de este grupo se pueden distinguir el flujo anular y el estratificado (fig. 15)
- Flujo distribuido cuando un fluido es continuo y el otro se desplaza en algún grado perpendicular y axialmente a la tubería. Están incluidos los flujos burbuja (buble) y niebla (mist) (fig. 15)
- Flujo intermitente cuando las fases forman alternativamente "paquetes". En este grupo están los flujos "plug" y "slug"



Flow regimes in horizontal pipes as identified by Baker Reference (3). Slug and plug would be equivalent to the plug and froth regimes identified in Figure (1). Emulsion of Figure (1) and bubble flow of Figure (2) would also be equivalent.

FIGURA 15

(Fig. 15)

La finalidad de agruparlos en regímenes simplifica el análisis de las situaciones físicas llegándose a resultados más exactos.

Otro punto que se debe considerar en el flujo por las tuberías del horno y en especial la línea de transferencia, es que se debe de evitar que se forme el flujo niebla pues poco o nada de líquido es posible separar. En efecto, una vez que se ha alcanzado el flujo niebla, virtualmente no hay modo para volver a otro régimen de flujo, por esto se debe de prevenir esta situación. En los diseños el % de vaporizado antes de entrar a la torre fraccionadora se fija en 60%.

Muchos entendidos consideran que el régimen "slug" es también no deseable, porque desestabiliza la operación en la torre de destilación e impide una operación estable por la formación de capas alternativas de líquido y gas dentro de la torre, afectando la eficiencia de los platos.

Cuando los flujos cambian de dirección debido a algún accesorio de tubería o una elevación, el flujo cambia o tiende a otro más estable.

3.17 Cálculo de las pérdidas de presión. -

Actualmente hay un gran número de correlaciones para calcular pérdidas de presión, distinguiéndose entre éstas aquellas para líneas verticales y líneas horizontales, también las correlaciones para líneas inclinadas.

Para líneas horizontales las más conocidas son la correlación de Lockhart-Martinelli (23, 33, 35) que es básicamente empírica y los métodos de Dukler (10, 13, 14) "no slip" y "constant slip".

Para líneas verticales la mejor correlación es la de Orkiszewski (12, 13, 40) se caracteriza porque es un método que utiliza un gran número de expresiones.

A diferencia de los flujos horizontales y verticales correlaciones para flujos inclinados sólo existen dos que son el de Flanigan y el de Bonnacaze (12)

3. 17. 1 Método de Duckler. -

Duckler en su trabajo original desarrolló cuatro casos, de los cuales el primero (no slip) y el segundo (constant slip) son las más consistentes, de éstos, según los resultados el segundo es el mejor.

Junto a la correlación de Duckler se ha publicado algo de 25 correlaciones para líneas horizontales. Comparando el método de Duckler con los cinco más utilizados:

1. Lockhart y Martinelli
2. Baker O.
3. Bankoff S. G.
4. Yagi J.
5. Chenowith - Martin

Los cinco métodos han sido comparados estadísticamente con resultados experimentales, resultando el método de Lockhart-Martinelli el más exacto (23). Sin embargo al compararse con el método de Duckler en los casos "no slip" y "constant slip" éste es superior al de Lockhart Martinelli. Cabe anotar que el método de Duckler es semiteórico.

El método de Lockhart-Martinelli tiene buenos resultados para líquidos de baja viscosidad y en tuberías de pequeño diámetro.

Expondremos el método de Ducker sólo el caso "constant slip" que es el utilizado en el presente trabajo. Para soluciones aproximadas es más rápido utilizar el método de Lockhart -Martinelli.

En general la caída de presión recibe contribución de tres efectos: fricción, aceleración y elevación. Como son flujos horizontales el término por elevación es cero. Los términos de fricción y aceleración son presentados en la forma:

$$\left(\frac{\partial p}{\partial z}\right) = - \left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_F / 1 - ACC \quad (3-60)$$

Donde el efecto de la aceleración es:

$$ACC = \frac{G_g^2}{R_g \cdot g \cdot P \cdot \rho_g} \quad (3-61)$$

La pérdida de presión por fricción:

$$\frac{\partial p}{\partial z} = \frac{F_{cs} \cdot G_t^2 \cdot \beta}{2g_c \cdot n_s \cdot D} \quad (3-62)$$

Donde:

$$\beta = \rho_{cs} / \rho_{ns} \quad (3-63)$$

$$\rho_{ns} = \lambda \rho_1 + \rho_g \cdot (1 - \lambda) \quad (3-64)$$

$$\rho_{cs} = \rho_1 \cdot (\lambda^2 / R_1) + \rho_g \cdot (1 - \lambda)^2 (1 - R_1) \quad (3-65)$$

$$F_{cs} = \alpha \cdot (\lambda) \cdot F_0 \quad (3-66)$$

$$\infty(\lambda) = 1 - (\text{Ln } \lambda) / \left(1.281 + 0.4781 \text{Ln } \lambda + 0.444 (\text{Ln } \lambda)^2 + 0.094 (\text{Ln } \lambda)^3 + 0.00843 (\text{Ln } \lambda)^4 \right) \quad (3-67)$$

$$F = \left(2 \text{Log} \left(\text{Re}_{cs} / (4.5223 \text{LogRe}_{cs} - 3.8215) \right) \right)^{-2} \quad (3-68)$$

$$\text{Re}_{cs} = \frac{\beta \cdot D \cdot G_t}{\mu_{ns}} \quad (3-69)$$

$$\mu_{ns} = \mu_l - \mu_g (1 - \lambda) \quad (3-70)$$

$$\lambda = Q_l / (Q_l + Q_g) \quad (3-71)$$

Donde:

ACC = Efecto de la aceleración en la pérdida de presión

$\left\{ \frac{\partial p}{\partial Z} \right\}_f$ = Pérdida de presión por fricción psi/pie

F_{cs} = Factor de fricción para flujos no homogéneos

G_t = Velocidad másica total $\text{lb-m}/\text{pie}^2 \cdot \text{seg}$

G_g = Velocidad másica del gas $\text{lb-m}/\text{pie}^2 \cdot \text{seg}$

ρ_{cs} = Densidad para flujos no homogéneos $\text{lb}/\text{m} \text{pie}^3$

ρ_{ns} = Viscosidad para flujos homogéneos $\text{lb-f. seg}/\text{pie}^2$

D = Diámetro interno de la tubería pie.

R_l, R_g = Fracción de líquido o gas en volumen

ρ_l, ρ_g = Densidad del líquido o gas $\text{lb-m}/\text{pie}^3$

μ_l, μ_g = Viscosidad del líquido o gas $\text{lb-f. seg}/\text{pie}^2$

Re_{cs} = Número de Reynold

λ = Fracción del flujo volumétrico del líquido

Q_l, Q_g = Flujo volumétrico del líquido o gas pie^3/seg

3.17.2 Método de Orkiszewski. -

Los métodos para este tipo de flujos comparados con flujos horizontales son pocos, la mejor correlación

es la de Orkiszewski con una exactitud del mismo orden que la de Duckler, debido a que para desarrollar se la correlación se han utilizado gran cantidad de datos experimentales dando buenos resultados para tuberías de 3 a 8 pulgadas. Cabe destacar que este método ha sido desarrollado para flujos de arriba hacia abajo no conociéndose su validez para el sentido inverso.

Orkiszewski utiliza la ecuación básica de balance de energía mecánica.

$$\frac{\partial p}{\partial z} = - \left\{ T_f + \alpha \rho_{tp} \cdot g/gc \right\} / (1-AC) \quad (3-72)$$

El método distingue cuatro regímenes de flujo:

- a) flujo con burbuja (bubble flow)
- b) Flujo con fase gaseosa y líquida alternadas (slug flow)
- c) Flujo de transición (transition flow)
- d) Flujo niebla (mist flow)

Por cuanto las relaciones son empíricas para definir a que tipo de régimen pertenece se han definido una serie de parámetros.

$$N_{lb} = 1.071 - 0.221 v_{ns}^2 / D \quad (3-73)$$

$$N_{ls} = 50 + 70 v_{sl} (\rho_1 / \sigma)^{1/4} \quad (3-74)$$

$$N_{lm} = 75 + 138 \left\{ v_{sl} \cdot (\rho_1 / \sigma)^{1/4} \right\}^{0.75} \quad (3.75)$$

$$N_{gl} = 1.938 v_{sg} (\rho_1 / \sigma)^{1/4} \quad (3.76)$$

El tipo de régimen de flujo está definido por las siguientes restricciones:

Flujo con burbuja existe cuando $v_{sg}/v_{ns} < N_{lb}$
 "slug flow" existe cuando $v_{sg}/v_{ns} > N_{lb}$ y $N_{gv} < N_{ls}$
 Flujo en transición cuando $N_{lm} > N_{gv} > N_{ls}$
 Flujo niebla cuando $N_{gv} > N_{lm}$

Una vez determinada a que tipo de régimen pertenece se procederá al cálculo de la caída de presión según al flujo que pertenece:

3.17.2.1 Flujo Burbuja. -

La densidad del sistema está dado por:

$$\rho_{tp} = R_1 \cdot \rho_1 + (\rho_1 - R_1) \quad (3-87)$$

Donde R_1 es dado por :

$$R_1 = 0.5 - 0.625 v_{ns} + \left\{ (0.5 + 0.625 v_{ns})^2 - 1.25 v_{sg} \right\}^{1/2} \quad (3-78)$$

El número de Reynold:

$$Re = \frac{1,488 \rho_1 D v_{sl}}{\mu_1 R_1} \quad (3-79)$$

$$f_{tp} = \frac{F_{tp} \rho_1 (v_{sl}/R_e)^2}{2g_c D} \quad (3-80)$$

$$1/F_{tp}^{1/2} = -2 \text{Log} \left\{ (\epsilon/3.7D) + 2.51/Re \cdot F_{tp}^{1/2} \right\}^{-2} \quad (3-81)$$

$$AC \approx 0$$

3.17.2.2 "Slug flow". -

Su cálculo involucra gran cantidad de relaciones em-

pfricas.

La densidad del sistema:

$$\rho_{tp} = (G_t + \rho_1 v_r) / (v_{ns} + v_r) + \tau \rho_1 \quad (3-82)$$

$$Re = \frac{1488 \rho_1 D v_{ns}}{\mu_1} \quad (3-83)$$

Se definió los siguientes parámetros:

$$N_1 = (0.372 \times 10^{-5}) \{ -0.35 + (0.1225 v_{ns} / D)^{0.5} \} \quad (3-84)$$

$$N_2 = (0.3721 \times 10^{-5}) \{ -0.546 + (0.2981 + 0.01849 v_{ns} / D)^{0.5} \} \quad (3.85)$$

v_r es calculado de la manera siguiente:

$$\text{Si: } Re > N_1; v_r = (1.985 + 4.985 \times 10^{-5} Re) \cdot D^{0.5} \quad (3-86)$$

$$\text{Si: } Re < N_1; v_r = (3.097 + 4.985 \times 10^{-5} Re) \cdot D^{0.5} \quad (3-87)$$

Si: $N_1 > Re > N_2$; entonces:

$$v_r = 0.5 \{ \gamma + (\gamma^2 + 13.59 \mu_1) / \rho_1 D^{0.5} \}^{0.5} \quad (3-88)$$

$$\gamma = (1.423 + 4.958 \times 10^{-5} Re) \cdot D^{0.5} \quad (3-89)$$

Para evaluar el término τ por medio de las siguientes relaciones: (sólo para aceites, para fluídos de baja viscoisidad como el agua existen otras expresiones (40))

Si:

$$v_{ns} < 10$$

$$\tau = \{ 0.0127 \text{Log} (v_{ns} + 1) \} / D^{1.415} - 0.284 + 0.167 \text{Log} v_{ns} + 0.113 \text{Log} D \quad (3-90)$$

Si : $v_{ns} > 10$

$$\begin{aligned} \mathcal{T} = & \{ 0.0274 \text{ Log} (\mu_1 + 1) \} / D^{1.371} + 0.1610 \\ & + 0.589 \text{ Log} D - \{ (0.01 \text{ Log} (\mu + 1)) / D^{1.571} \\ & + 0.397 - 0.63 \text{ Log} D \} \cdot \text{Log} v_{ns} \quad (3-91) \end{aligned}$$

Los valores límites de \mathcal{T} son los siguientes:

$$\text{Para } v_{ns} < 10 \quad \mathcal{T} = -0.065 v_{ns} \quad (3-92)$$

$$\begin{aligned} v_{ns} > 10 \quad \mathcal{T} = & v_r (G_t - v_{ns}) / \{ (v_r + v_{ns}) (v_r + \\ & v_{ns} + 1) \} \quad (3-93) \end{aligned}$$

Para evaluar la pérdida de presión por fricción:

$$\begin{aligned} \mathcal{T}_f = & F_{tp} \left(\rho v_{ns}^2 / 2g_c D \right) \cdot \left\{ \frac{(v_{sl} + v_r)}{(v_{ns} + v_r)} + \mathcal{T} \right\} \\ & (3-94) \end{aligned}$$

F_{tp} es hallada de la ecuación (3-33)

$$AC = \frac{C_t \cdot v_{sg}}{g_c P} \quad (3-95)$$

3.17.2.3 Flujo transición. -

$$\left(\frac{\partial P}{\partial Z} \right) = T_1 \left(\frac{\partial P}{\partial Z} \right)_{\text{burb}} + (1 - T_1) \left(\frac{\partial P}{\partial Z} \right)_{\text{lug}}$$

$$T_1 = \frac{(N_{lm} - N_{gv})}{(N_{lm} - N_{ls})} \quad (3-96)$$

3.17.2.4 Flujo niebla. -

Su cálculo es análogo a tipo burbuja.

La pérdida de presión por fricción:

$$\mathcal{T}_f = F_{tp} \rho_g v_{sg}^2 / 2g_c D \quad (3-97)$$

El número de Reynold

$$Re = \frac{1488 \rho_g v_{sg} D}{\mu_g} \quad (3-98)$$

F_{tp} se halla mediante la ecuación (3-81)

Una corrección para el término de rugosidad ϵ/D , es aplicado donde ϵ es la rugosidad absoluta:

para : $10^{-3} \leq \epsilon/D \leq 0.5$

Se define el siguiente término:

$$N_W = (4.32 \times 10^{-7}) (v_{sg} \mu_1 / \sigma)^2 (\rho_g / \rho_l) \quad (3-99)$$

$$\text{Si : } N_W > 0.005 \quad \epsilon/D = 4.14 (N_W)^{.302} / (\rho_g v_{sg}^2 D) \quad (3-100)$$

$$\text{Si : } N_W \leq 0.005 \quad \epsilon/D = 0.804 \sigma / (\rho_g v_{sg}^2 D) \quad (3-101)$$

$$AC = \frac{v_{sg} G_t}{g_c P} \quad (3-102)$$

Nomenclatura:

- AC : Término de aceleración
D : Diámetro interior de la tubería en pies
F : Factor de fricción del fluido
g : Aceleración en la gravedad pies/seg²
g_c : Constante gravitacional 32.174 lb-m. pie/bl-f. seg²
G_t : Velocidad másica lb⁻¹m/seg²
N_{gv} : Parámetro de velocidad del gas
N_{lb} : Parámetro de velocidad del líquido
P : Presión en Psia
Re : Número de Reynold
R_l : Fracción volumétrica del líquido
T_l : Parámetro del flujo de transición

- V : Velocidad pie/seg
 V_r : Velocidad de la burbuja que sube pie/seg
 $\partial p / \partial Z$: Gradiente de presión (lb-f/pie)/pie

Letras griegas:

- α : Pendiente de la línea , seno θ
 γ : Parámetro
 ϵ : Rugosidad absoluta
 λ : Fracción en volumen de líquido
 μ : Viscosidad lb-F. seg/pie²
 ρ : Densidad lb-m/pie³
 σ : Tensión superficial dinas/cm
 τ : Pérdida de presión debido a la fricción

Sub-índices. -

- g : gas
 gv : velocidad del líquido
 l : líquido
 ns : flujo homogéneo
 lv : velocidad del líquido
 sg : superficie del gas
 sl : superficie del líquido
 tp : Flujo no homogéneo

3. 18 Procedimiento utilizado para determinar la caída de presión. -

La viscosidad, densidad, velocidades, etc. de mezclas de vapor de aceite y el aceite constituyen un problema de particular importancia, ya que tales mezclas están presentes en los hornos tubulares.

En la práctica corrientemente se utiliza la media aritmética para hallar las propiedades de sistemas vaporizados. Sin embargo al calcular el número de Reynolds hay errores, por lo tanto hay que dar mayor importancia a la determinación de las propiedades de los fluidos vaporizados. En las zonas de vaporización se siguen dos métodos para la determinación de las propiedades de los fluidos. Uno de ellos consiste en elegir para los cálculos zonas muy cortas de tal modo que las propiedades medias del fluido se diferencien apenas de las propiedades del mismo a la entrada y salida de la zona. El otro método puede aplicarse a zonas más amplias, en las cuales las propiedades cambian radicalmente desde la entrada a la salida, utilizándose en este caso la media logarítmica de las propiedades de entrada y salida. Por ejemplo, si se considera la densidad, tendremos:

$$\bar{D} = \frac{D_1 - D_2}{\ln(D_1/D_2)}$$

Donde : D_1 y D_2 se refiere a las densidades de salida y entrada respectivamente

Como contamos con la ayuda de computadoras, el método seguido será el de considerar zonas cortas.

Básicamente consideraremos dos partes en los cálculos: aquella zona donde la fase es únicamente líquida y donde existen las fase líquida y vapor. Se da por descontado que el cálculo de la caída de presión donde solo está presente una fase es sencilla y no requiere tomar zonas muy pequeñas, ya que las pérdidas de presión por fricción son mínimas.

En la zona donde están presentes las dos fases consideremos el caso general del sistema en el que continuamente cambia su entalpía. Un caso particular es la línea de transferencia donde los cambios de entalpía son mínimos, considerándolo como isoentálpico.

Los cálculos se iniciarán donde termina la línea de transferencia y se continuará hasta llegar al punto donde la línea entra al horno, procedente de los intercambiadores de calor.

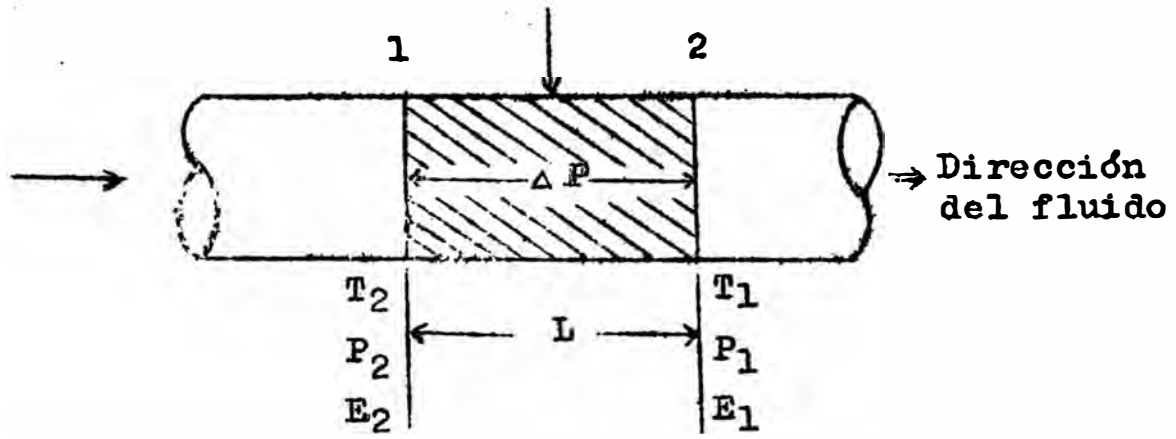
Para ilustrar el método consideramos una zona corta de tubería cualquiera, donde exista transferencia de calor a través de la pared.

Para hacer este análisis hay que tener presente que se cumple la ecuación de continuidad, conservación de la energía, además el diámetro de la tubería es constante, las velocidades son sub-sónicas y la densidad de calor en la zona tratada es uniforme, por lo cual el calor que se transfiere por unidad de longitud es constante.

Las condiciones iniciales del sistema son conocidas, así como las propiedades del fluido. Siendo estas:

P_1	=	Presión del sistema
T_1	=	Temperatura del sistema
E_1	=	Energía total del sistema
H_1	=	Entalpía del sistema
EC_1	=	Energía cinética del sistema
ΔE	=	Energía que se transfiere a sistema por unidad de longitud

E' & Flujo de calor)



Los cálculos serán como siguen:

- a) Se fijará en forma arbitraria una pérdida de presión (Δ P), dependiendo ésta de la exactitud que se quiera obtener; por lo tanto conoceremos la presión en el punto 2.
- b) Asumiremos una temperatura del fluido al entrar a la zona considerada (T₂)
- c) Hallaremos condiciones medias de presión y temperatura en la zona considerada es decir:

$$P = (P_1 + P_2) / 2$$

$$T = (T_1 + T_2) / 2$$

- d) Fijadas condiciones medias de presión y temperatura podremos determinar la fracción vaporizada propiedades en ambas fases, como son: densidad, viscosidad , peso molecular,
- e) La fracción vaporizada lo hallaremos por el método de Lockart y Mchenry, la densidad de la fase líquida por el método de Watson, la densidad de la fase gaseosa por la ley de los gases reales, la viscosidad por el método de Uyehara y Watson, la

viscosidad de la fase líquida por un método semiempírico. Todos estos métodos han sido programados en la referencia (22)

- e) Con la temperatura T_2 y presión P_2 , determinaremos la energía total del sistema E_2 , la cual está constituida por la entalpía y energía cinética.

Como se sabe, si en un sistema conocidas su composición, temperatura, presión y condiciones de referencia puede determinarse su entalpía, en nuestro caso utilizaremos el método de CHAO-SEADER que ha sido programada refer (22)

La energía cinética del sistema viene dada por la expresión

$$EC_2 = \frac{m \cdot v^2}{2g} \quad (3-103)$$

- f) Se determinará la longitud de la tubería (L) en la cual se produce la pérdida de presión fijada en el punto a. Como se puede observar en los métodos de Duckler y Orkiszewski ecuación 3-60 y 3-72 respectivamente, determinan la pérdida de presión por unidad de longitud es decir:

$$\frac{\partial P}{\partial L} = \frac{\text{Pérdida de presión}}{\text{Unidad de longitud}} = \frac{\Delta P}{\Delta L}$$

de aquí despejamos ΔL y obtendremos:

$$\Delta L = \Delta P / (\partial P / \partial L)$$

- g) Conocida la longitud de la tubería se puede determinar el calor que se ha transferido al sistema

$$E' = \Delta E \cdot L.$$

- h) Se hallará la energía total del sistema asumido que está constituido por la entalpía del sistema en el punto 1, energía que se transfirió y la energía cinética en el punto 2.

$$E'_2 = H_1 + E' + EC'_2$$

- i) Comparamos la energía total E'_2 y la que tiene el sistema (E_2) (calculada en el punto d) De ser estos iguales habremos llegado a la respuesta correcta, en realidad sería bastante difícil alcanzar la igualdad, motivo por el cual se da un rango de error:

$$\frac{|E'_2 - E_2|}{E_2} \leq 0.01$$

De no cumplirse esta condición se tendrá que asumir una nueva temperatura T_2 , repitiéndose los cálculos a partir del punto b.

Como se ha podido observar los cálculos a realizar serían muy tediosas y sin el apoyo de computadoras estos cálculos tendrían que hacerse tomando zonas más amplias de tubería que implicaría mayor incertidumbre en los resultados.

Para el cálculo de las demás zonas a considerarse, se hará de similar forma, sólo que las con-

diciones finales halladas servirán de condiciones iniciales para la siguiente zona y de esta manera el proceso de cálculo se hace continuo.

Cuando los cálculos se realicen en la línea de transferencia, el calor que se transfiere por unidad de longitud es cero, o sea:

$$E' \quad \Delta E'.L = 0$$

El método utilizado determina la long. de tubería y no la pérdida de presión que es fijada arbitrariamente.

Los cálculos se iniciarán en el punto donde termina la línea de transferencia prosiguiéndose hasta el punto donde entra al horno, determinándose la longitud de tubería que causaría una pérdida de presión de 120 psi (ésta puede variar de acuerdo a la experiencia) de ser esta menor a la longitud equivalente calculada en la sección 3.12, habremos cumplido las restricciones y por lo tanto todos los cálculos anteriores, a éste son válidos.

Con esta base determinaremos dimensiones del horno y posteriormente cálculos secundarios como son: diámetro y altura de la chimenea, número de quemadores, temperatura de tubos, material de tubos.

3.19 Quemadores. -

Los quemadores forman la parte más importante del sistema de quemado de combustible. La

determinación del tipo de quemadores depende básicamente del combustible y condiciones de quemado.

El número de quemadores dependen de la distancia que hay entre el piso y el techo del horno. La experiencia dá una regla para poder hallar el número de quemadores, así:

- a) Evaluar la distancia del quemador al techo del horno en pies**
- b) Restar 6**
- c) Dividir entre dos.**

Este es el máximo calor que puede entregar el quemador en millones de BTU/hr, siempre que sea posible. A su capacidad normal se le debe de adicionar un porcentaje por la incertidumbre que hay en su funcionamiento. La capacidad cuando funciona nunca debe de ser mayor al 80% de su capacidad de diseño. Normalmente la máxima capacidad de un quemador no debe ser mayor a 12 millones de BTU/hr.

Para que en la sección de radiación se pueda obtener una densidad de calor razonablemente uniforme es necesario que los quemadores estén dispuestos de tal manera que produzcan llamas simétricas y paralelas. Un buen quemador ayudará más no podrá remediar los defectos que pudiera tener el diseño de un horno. En un horno vertical nunca deben utilizarse dos quemadores, pues producirían llamas no simétricas que causarían una densidad de calor no uniforme, origen de calentamiento excesivo en

ciertas zonas de los tubos. El uso de tres quemadores es preferible a un solo quemador grande, por el hecho de que el quemador puede fallar produciendo una discontinuidad del proceso. Esto nos lleva a pensar que siempre debe de haber quemadores de reserva.

Existen quemadores para combustión de petróleo residual y para gas combustible, pero hay algunos que con solo cambiar la boquilla puede darse cualquier a de los servicios.

El aceite combustible puede ser atomizado por efecto de vapor a alta presión, habiendo otros donde el aceite es sometido a alta presión, dándole la energía para atomizarla. El efecto de la presión influye sobre la forma de la llama, pues cuando el combustible es forzado a que fluya a la velocidad de 40-60 pies/seg. la llama que se forma es corta, que es deseable para evitar sobrecalentamientos de los tubos.

3.20 Chimenea. -

El propósito primordial de la chimenea es el de crear el tiro necesario para producir el flujo de los gases a través del horno. Una segunda función es la descarga de los gases de combustión a suficiente altura para evitar que causen molestias, especialmente si hay cerca construcciones o limitaciones ambientales; si no fuera importante dispersar los gases a mucha altura, el diseño debe ser de una altura y diámetro que produciendo el tiro necesario, sea lo más económica posible.

Es generalmente deseable que la presión en todas las secciones del horno sean inferiores a la atmosférica para evitar que los gases escapen por agujeros, miradores, produciendo pérdida de calor. En los hornos con secciones de radiación altas, tales como los verticales, el tiro que se produce sin chimenea es suficiente para producir el tiro necesario en los quemadores. En tales casos de todas maneras deberá instalarse chimenea con el objeto de mantener la presión sub-atmosférica en la sección de convección.

Cuando la velocidad promedio del viento es menor a 65 Km/hora, la chimenea puede instalarse sin aislamiento, lo cual producirá una disminución en el tiro más o menos de 4.5% debido a l enfriamiento de los gases.

Cuando la chimenea es localizada encima de la sección de convección de hornos tipo cabina, es recomendable el uso de una chimenea por cada 40 pies de tubo expuesto, así si los tubos tuvieran 80 pies tendría que instalarse 2 chimeneas.

Las chimeneas son hechas de acero, ladrillo o concreto, pero en general se utilizan las de acero. Cuando la chimenea es de acero la temperatura de los gases deberá mantenerse por debajo de 900° F.

3. 20. 1 Determinación del diámetro, -

El diámetro generalmente es función del flujo de los gases. Normalmente son dimensionadas para velocidades de 25 pies/seg. pero puede que en algunos no se cumpla, así cuando la chimenea es instalada encima de la sección de convección, el diámetro deberá ser menor que el ancho exterior de la sección de convección. Para determinar el diámetro procederemos de la forma siguiente:

Flujo volumétrico = Area x velocidad

$$G = A \cdot v \quad (3-104)$$

$$A = \frac{G}{v} = \frac{M/\rho_g}{v} = \frac{\pi D^2}{4} \quad (3-105)$$

Despejando el diámetro (D)

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot M}{\pi v \rho_g}} \quad (3-106)$$

Asumiendo que la velocidad (v) sea de 25 pie/seg.

$$D = 0.225 \sqrt{M/\rho_g} \quad (3-107)$$

Donde:

M : lb-m/seg. de gases de combustión

ρ_g : Densidad del gas a la temperatura de entrada lb-m/pie³

G : Flujo volumétrico pie³/seg

D : Diámetro de la chimenea en pies

V : Velocidad del fluido en pies/seg.

3. 20. 2 Altura mínima requerida. -

La altura mínima debe ser tal que el tiro ganado en la chimenea y en el horno sea igual a las pérdidas de presión a través del sistema (especialmente por fricción), más un tiro que debe de existir a nivel de los quemadores:

Tiro originado en las secciones de
(Radiación + convección + chimenea)

Tiro requerido (quemador + pérdidas)

El tiro originado en cualquier a de las secciones o chimenea está dado por

(9) :

$$\text{Tiro} = 7.9 h \cdot \frac{(T_c - T_a)}{(T_c \cdot T_a)} \quad (3-108)$$

Donde:

h : Altura de la sección de convección, radiación o chimenea en pies

T_c : Temperatura promedio de los gases en la sección que la atraviesa, °R

T_a : Temperatura del medio ambiente °R

El tipo originado será:

$$\begin{aligned} \text{ tiro total} \\ \text{ en pulgas} \\ \text{ das agua} &= \frac{7.9}{T_a} \times \left(\frac{h_r (T_r - T_a)}{T_r} + \right. \\ &\quad \left. + \frac{h_c (T_c - T_a)}{T_c} + \frac{H(t_{ch} - T_a)}{T_{ch}} \right) \end{aligned}$$

(3-109)

h_c, h_r, H = Altura (en pies) de las secciones de convección radiación y de la chimenea

T_r, T_c, T_{ch} = Temperatura de los gases de combustión en las secciones de radiación, convección y de la chimenea en grados Rankine.

Las pérdidas por fricción en pulgadas de agua en la sección de convección está dado por (47):

$$P_c = 12 \left(\frac{v^2}{2g} \right) \left(\frac{f_g}{D} \right) = 0.0030 v^2 \rho_g = 0.0030 G^2 / g$$

ρ_g : Densidad del gas lb-m/pie³
 v : Velocidad del gas pie/seg
 G : Velocidad másica lb-m/pie².seg.

Las pérdidas de presión en la chimenea están constituidas:

	en pulg. de agua
Por contracción a la entrada de la chimenea	0.005
En el control del tiro	0.015
Por expansión en la salida de la chimenea	0.010
Total:	0.030

Además hay que agregarle las pérdidas de presión por fricción que está dado por (14):

$$P_{ch} = \frac{0.0251 M^2 (H + D/f)}{\rho_g \cdot D^5} \quad (3-111)$$

- f : Factor de fricción de Darcy-Wusback, tomándose como promedio 0.016
- D : Diámetro de la chimenea
- M : lb. m/seg

El tiro a nivel del quemador estomado por experiencia a 0.2 pulg. de agua. Las pérdidas y requerimientos totales estará dado por:

$$0.230 + 0.0030 \frac{G^2}{\rho_g} + \frac{0.025 M^2 (H + D/0.016)}{\rho_g \cdot D^5} \quad (3-112)$$

Igualando las ecuaciones (3-109) y (3-112) y despejando la altura de chimenea quedará una expresión como la que sigue:

$$H = \left\{ \frac{7.9}{T_a} \right\} \left\{ \frac{h_r (T_r - T_a)}{T_r} + \frac{h_c (T_c - T_a)}{T_c} - 0.230 - 0.030 v^2 \cdot \rho_g - \frac{1.56 m^2}{g D^4} \right\} / \left\{ \frac{0.025 M^2}{\rho_g D^5} - \frac{7.9 (T_{ch} - T_a)}{T_a \cdot T_{ch}} \right\} \quad (3-113)$$

La densidad del gas (47) básicamente es función de la temperatura que está dada por la expresión:

$$\rho_g = 0.0695 - 7.6 \times 10^{-5}t + 4.1 \times 10^{-8}t^2 - 8.3 \times 10^{-12}t^3 \quad (3-114)$$

t : temperatura de gases °F

3.21 Pre calentadores de aire. -

La finalidad de los pre calentadores de aire es aumentar el rendimiento de los hornos reduciendo la temperatura de los gases y mejorando las condiciones en que está se realiza. Para considerar su instalación hay que tener en cuenta:

- Si los costos de combustible son altos
La entalpía de los gases es todavía lo suficientemente altas
- La temperatura a que entra el combustible, ya que si es alta, es necesario que el aire por lo mínimo esté a igual temperatura.
- Mientras que el aire pre-calentado hace que sea económico reducir el tamaño de la sección de convección, es necesario aumentar la superficie de la sección de radiación y así prevenir una alta transferencia de calor en esta zona.

En los hornos verticales, debido a que son muy altos los ductos para calentar el aire serían muy largos. Por lo tanto en muchos casos el uso de pre-calentadores es excluido de los hornos verticales. La excepción para esto puede ser en el caso que haya 3 ó 4 hornos pequeños que utilicen un solo pre-calentador.

Para pensar en instalar un pre-calentador hay que hacer una evaluación económica completa, pues por un lado hay ahorros de combustible y por otro la inversión inicial y el servicio de mantenimiento son más altas.

Tipo de Pre-calentadores. -

Tubular y el de regeneración

Tubular. - Es una construcción tubular en la cual los gases circulan por el interior de los tubos y el aire por calentar exteriormente, estando los tubos dispuestos entre placas. Pueden ser montadas encima de la sección de convección o a nivel del piso. Normalmente es más económico, pero hay que considerar que el sistema debe de trabajar limpio de hollín para lograr una buena eficiencia.

Regeneración. - Es un cilindro relleno de láminas metálicas corrugadas que gira lentamente (2 a 3 r. p. m.) horizontal o verticalmente, de modo que esté en contacto con los gases calientes por lo menos media revolución y la otra con el aire frío. Este tipo de pre-calentadores son más compactos que los tubulares utilizando sobre todo en hornos grandes y en aquellos donde el hollín y la corrosión tienen mucho efecto.

3.22 Temperatura del tubo. -

La diferencia de temperatura que siempre existe cuando la energía calorífica atraviesa una serie de resistencias es de gran importancia en la selección de los tubos. Más o menos toda la energía radiante que incide

sobre los tubos es absorbida debido a la gradiente de temperatura que hay entre el fluido y la temperatura de la pared del tubo. Es de gran importancia el coque que se deposita en la pared interior de los tubos, pues aumenta considerablemente la temperatura del tubo, esto es peligroso, pues las paredes del tubo pueden alcanzar temperaturas críticas en las que pueden fallar.

La temperatura de la pared del tubo depende de :

- Temperatura del fluido
- Coeficiente de transferencia de calor de tubo
- Coeficiente de transferencia de calor del film en el fluido
- Coeficiente de transferencia de calor del film de los gases
- Resistencia de la capa de coque

Por experiencia se consideran dos factores, la mala distribución periférica en la densidad del calor alrededor del tubo y la mala distribución de la densidad de calor en diferentes zonas del horno.

La expresión siguiente nos da la temperatura de la pared del tubo:

$$T_{\text{tubo}} = T_0 + \left\{ \frac{Q/A_i}{h_{i0}} + \frac{Q/A_i}{\kappa_k/x_k} + \frac{Q/A_o}{\kappa_m/L_m} \right\} \cdot C_1 \cdot C_2 \quad (3-116)$$

Donde:

T_0 : Máxima temperatura del fluido para la sección que ha sido considerada.

- Q/A_i : Promedio de la densidad de calor para la sección que es considerada, por unidad de superficie interior
- Q/A_o : Promedio de la densidad de calor para la sección considerada por unidad de superficie exterior
- K_k : Conductividad térmica del coque (Más o menos 30 BTU-pul/Hr. pie². °F)
- K_m : Conductividad térmica de la pared del tubo
- x_k : Espesor del coque, se toma por lo general 1/8" para usos con ligera formación de coque (hornos tubulares)
- L_m : Espesor de la pared del tubo
- C_1 : Factor que considera la mala distribución periférica de la densidad del calor alrededor del tubo. La experiencia lo ha fijado como 1.5
- C_2 : Factor que considera la mala distribución de la densidad del calor en diferentes zonas del horno
- 1.3 Para tubos que están en paquetes (bloques)
- 1.2 Para tubos junto a la pared

3.23 Efecto tiempo-temperatura. -

Generalmente la carga a un horno tubular consiste en hidrocarburos que son inestables al ser calentados a una temperatura dada, dependiendo de cada flujo la temperatura en la que comienza la descomposición. La extensión o el grado de descomposición de-

pende del perfil de temperatura a través del horno y del tiempo que el fluido esté expuesto a las temperaturas una vez que ha comenzado la descomposición.

La influencia combinada del tiempo y temperatura sobre el grado de descomposición es generalmente referido como el efecto tiempo-temperatura.

En los procesos de calentamiento el horno es diseñado tratándose de evitar la descomposición porque destruiría parte de la carga, contaminando el producto.

El efecto tiempo-temperatura es una función lineal del tiempo, así a una temperatura dada el efecto y grado de descomposición son directamente proporcionales al tiempo. La influencia de la temperatura es logarítmica y varía de acuerdo con la relación de Arrhenius.

$$\ln (K_2/K_1) = A/R. (1/T_1 - 1/T_2) \quad (3-116)$$

Donde:

K_1, K_2 = Velocidad de reacción a T_1 y T_2

T_1, T_2 = Temperaturas de reacción

A = Energía de activación

R = Constante de la ley de los gases

3.24 Craqueo de la película. -

El efecto tiempo-temperatura determina el grado de descomposición de la masa, si asumimos que cada una de las partículas es afectada en la misma extensión, nos alejamos algo de la realidad ya que a nivel de la película interior próxima a la pared del tubo la descompo-

sición es mayor, debido a que su temperatura es más elevada, pudiéndose convertir en un serio problema donde la vaporización produce emulsiones viscosas de vapor líquido con el líquido como otra fase. Cuando el cracking es más acentuado, puede formar una capa de coque que obligue a un prematuro paro del horno, pues la transmisión de calor disminuiría apreciablemente produciendo elevación en la temperatura de los tubos y disminución de la eficiencia del horno.

Un horno bien diseñado no deberá sólo producir el efecto tiempo-temperatura deseado, sino también hacer que la velocidad lineal y másica a través de los tubos, produzca un flujo suficientemente turbulento como para eliminar el coque formado en las paredes aniveles normales si por un caso hubiera un sobrecalentamiento temporal. Para evitar estos problemas se recomienda que el flujo tenga una velocidad de 2-5 pies/seg. al ingresar al horno.

3.25 Diseño y criterio en la selección del material de los tubos. -

La selección de material de los tubos depende de una serie de factores que los nombramos a continuación:

- Temperatura promedio y baja en la cual el material se comporta elásticamente y no haya un cambio permanente de dimensiones con el tiempo.
- Temperatura donde el tubo trabaja en una región plástica y en la cual habrá un cambio continuo de sus dimensiones con el tiempo.

Cuando la temperatura está en la región elástica, la selección de los tubos puede ser hecho directamente

de las especificaciones dadas del material desde que la corrosión es el principal factor a considerar . En estas condiciones de operación, los cálculos se basan en una vida de 30,000 hs. debiendo tener el espesor del material como mínimo $1/8$ " para tubos de la sección de convección . En la sección de radiación el espesor mínimo requerido debe ser 0.19". Sobre esta base deberá considerarse la pérdida de espesor debido a la corrosión. Para un diseño económico deberá considerarse como mínimo 4 años de vida. Cuando se calcula la corrosión hay que considerar la corrosión; tanto por el exterior como por el interior.

A elevadas temperaturas donde se experimenta una deformación plástica continua (creep), la resistencia mecánica es importante, y la selección de material deberá basarse en una optimización de las propiedades mecánicas y corrosión con los requerimientos del proceso

Si el proceso trabaja a temperatura media y baja el material a utilizarse se hará en base al cuadro N° 1 y 2 directamente.

Cuando el proceso es a altas temperaturas y presiones el material a utilizarse se tiene que determinar en base a un estudio integral., considerando varias alternativas.

Entre otros factores adicionales para determinar el material de los tubos tenemos:

- En las especificaciones se toma la máxima temperatura de operación, esto es la temperatura de salida del fluido . Similarmente, todos los cálcu-

los del espesor de los tubos deberán ser basados en el esfuerzo de ruptura y datos del "creep" a la máxima temperatura.

En muchos casos, algunos tubos del horno en las secciones de convección y radiación operaron a temperaturas los cuales requieren una aleación especial, mientras que otros operan a temperaturas que sólo requieren de tubos de acero al carbono. Por eso es deseable chequear el rango de las temperaturas del metal tanto en las secciones de radiación y convección y la selección del material puede a veces ser dos diferentes materiales para una misma sección.

Hay que enfatizar que la superficie exterior de los tubos está sujeto a una severa oxidación desde que ellos están en contacto directo con la llama y gases que son muy corrosivos.

Para la selección del material es también necesario considerar el grado de agresividad del crudo especialmente por la presencia de sulfuro de hidrógeno, mercaptanos, ácidos nafténicos que en muchos casos combinadas con la turbulencia del medio (doble fase) causan corrosión-erosión.

En general, la mayor parte de los tubos del horno en la sección de radiación operan sobre condiciones de creep así que cada uno o grupo de tubos tiene una vida definida. Consecuentemente, si se quiere evitar una falla de un tubo, se debe evaluar el período de servicio y reemplazar los tubos antes de que se produzca una ruptura de los mismos.

Para cada uno de los materiales que normalmente se utilizan en la fabricación de tubos, se ha establecido relaciones para el tiempo después del cual la ruptura puede producirse aplicando condiciones de temperatura y esfuerzo. Estas relaciones para la mayoría de las aplicaciones es asumido como una línea en escala log-log esfuerzo vs. tiempo (50). Desde que en el servicio las condiciones son generalmente menos severas que las condiciones de diseño, el tiempo de servicio normalmente será mayor que el diseñado.

La experiencia práctica indica que es falta de conocimiento colocar tubos a hornos con un espesor inicial menor que 1/4". Consecuentemente, el espesor promedio mínimo establecido es de 0.22" para tubos nuevos que corresponde a un tubo de 3"Ø schedule 40, el cual es el menor diámetro utilizado en tubos de hornos.

3. 25. 1 Factores que afectan la vida del tubo. -

Entre aquellos que afectan tenemos:

- a) Condiciones de operación
- b) Espesor del tubo promedios y mínimos
- c) Naturaleza del crudo
- d) Coque que se forma dentro del tubo.

a) Condiciones de operación. -

Las condiciones de operación son menos influyentes que las restricciones de diseño. Sin embargo, la fatiga del tubo basado en

en las condiciones de operación variará en gran medida de las horas de vida de servicio a que fue diseñado . Además hay que hacer notar que todos los tubos no siempre requieren ser reemplazados a un mismo tiempo ya que los tubos del serpentín están sometidos a diferentes condiciones de presión, temperatura y ubicación con respecto a los quemadores.

- b) Espesor del tubo promedio y mínimos. - El espesor de los tubos no es posible que tenga una misma medida. Como un resultado, el espesor mínimo es especificado y es práctica actual dar un espesor promedio con una tolerancia de 12.5%. Así si se especifica un espesor de 1/4" es posible que el espesor mínimo sea 0.23" y el máximo 0.26", lo cual influyen en que los tubos tengan un mayor tiempo de servicio. Como ejemplo una aleación inoxidable en AISI 316 con espesor de 0.23" se le calcula una vida de 3.4 años y si su espesor fuera 0.26" la vida del tubo sería de 5.7 años.
- c) Naturaleza del crudo. - Dependiendo del tipo de crudo que se procesa los tubos estarán sometidos a diferentes condiciones de temperatura, presión, corrosión y ensuciamiento que influirán en la vida del tubo. Existen cur -

vas de corrosión que dan una idea bastante aproximada del desgaste del tubo con diferentes tipos de crudo.

d) Coque que se forma dentro del tubo. -

En el diseño de la temperatura del tubo es basado sobre la presencia de 1/4" de espesor de coque despositado en la pared interna del tubo. En práctica actual, los tubos son sometidos a la descoquización o limpieza mecánica periódicamente. La temperatura del tubo una vez descoquizada se reducirá en un promedio de 150° F esto puede ser muy influyente en la vida del tubo. Para dar un ejemplo:

<u>Cond. del tubo</u>	<u>Temp. del tubo</u>	<u>Vida útil</u>
1/4" de coque	1195° F	30,000 hs.
Sin depósito de coque	1050° F	100,000 hs.

3.25.2 Determinación del espesor de los tubos. -

El espesor mínimo del tubo (sin considerar el espesor para la corrosión) se determina utilizando la siguiente expresión:

$$t = \frac{R P}{1.2 S} \quad (117)$$

Donde:

t : Espesor de la pared del tubo, en pulgadas

R : Diámetro exterior del tubo, en pulgadas

- P** : Presión del sistema, en psig.
S : Esfuerzo de tracción permitida por el material en psig.

3.26 Control e instrumentación. -

La instrumentación y control puede ser prevista cuando son fijados el grado de supervisión y necesidades de control. En base a los datos del proceso pueden fijarse los instrumentos imprescindibles, sin embargo, hay que considerar aspectos como son la economía, seguridad, conveniencia y respuesta a condiciones varias.

La mínima instrumentación requerida es considerada la siguiente:

1° Para medir temperaturas:

- a) Del flujo a la entrada de la sección de convección
- b) Del flujo a la entrada de la sección de radiación (No indispensable)
- c) Del flujo a la entrada de la línea de transferencia
- d) Del aire atmosférico
- e) De los gases de combustión
- f) Del aire precalentado (Si hubiera precalentadores)
- g) De las paredes de los tubos en los puntos más críticos

Para medir presiones:

- a) Manómetro para medir el tiro en diferentes puntos del horno
 - b) Del fluido a la entrada de la sección de convección
 - c) Del fluido a la entrada de la sección de radiación (No necesaria)
 - d) Del combustible en los quemadores
- 3° Instrumento para medir el porcentaje de CO_2 en los gases de chimenea, del cual puede determinarse la relación aire/combustible.
- 4° Si el horno es de apreciable capacidad es necesario el control automático del flujo de combustible . Esto es con el fin de controlar que la temperatura del fluido calentado sea constante. Para mayor seguridad, el flujo de aire también debería de variar con el flujo de combustible pero esto es más complicado.
- 5° Se debe en lo posible instalar un sistema para controlar y bloquear en forma automática el flujo de combustible, pues puede ocurrir emergencia tales como:
- Falla de energía eléctrica
 - Falla de agua de enfriamiento
 - Excesiva presión de la columna de fraccionamiento
 - Excesiva temperatura en los tubos del horno
- 6° Regulación del tiro (Damber), normalmente es manual

3.27 Varios. -

Además hay que considerar accesorios, como ventanillas de observación , puertas de ingreso, escaleras, plataformas, barandas y otros relacionados a la facilidad y seguridad del mantenimiento e inspección.

IV. PROCEDIMIENTO GENERAL DE LA SOLUCION

Para diseñar un horno tubular es necesario conocer una serie de datos, considerar limitaciones y tener un amplio conocimiento y experiencia en el área de transferencia de calor, combustión, mecánica de fluidos, así como conocimientos estructurales y metalúrgicos.

En los últimos años se han desarrollado una serie de nuevos métodos rigurosos, pero que requieren un gran volumen de cálculos y muchos de ellos serían casi imposibles de realizar sin ayuda de máquinas computadoras. Por eso se han preparado una serie de sub-rutinas que están ordenadas mediante un programa principal cuyo orden es el siguiente:

- 1° En la primera parte se leen los datos de condiciones de operación, características del fluido, propiedades de los combustibles y otras especificaciones de diseño. Luego un grupo de subrutinas permiten obtener las propiedades del fluido como son temperatura media de ebullición, factor de caracterización, gravedad API, peso molecular, presión crítica, etc. de cada uno de los componentes y pseudo componentes de la carga, ajustando previamente la gravedad específica.**
- 2° Sub-rutinas para determinar la densidad, viscosidad, peso molecular de cada una de las fases, así como las constantes de equilibrio fracción vaporizada. Se determina la entalpía de la carga a las condiciones iniciales y finales, para poder conocer la capacidad del horno.**
- 3° Se determina los calores de combustión de los combustibles, composición de los gases de combustión, relación aire/combustible pérdidas por chimenea.**

- 4° Una parte del programa principal asume un diámetro y número de pases iniciales, chequeándose que no se presenten condiciones críticas, de haberlas busca un nuevo diámetro y/o número de pases hasta que se tenga la seguridad de que no se presenten tales condiciones.
- 5° Un grupo de sub-rutinas halla el calor que se absorbe en las secciones de radiación y convección, con estos datos se procede al calculo de la superficie total de tubos en ambas secciones, así como la longitud de los tubos y la longitud equivalente de la línea en cada una de las secciones.
- 6° Una sub-rutina que a la vez utiliza otras sub-rutinas calcula la pérdida de presión desde que la carga entra al horno hasta que ingresa a la columna de fraccionamiento. La pérdida total de presión hallada deberá ser menor a la máxima especificada, de no cumplirse tal condición, se regresa hasta la parte del programa donde se determina un nuevo diámetro y/o pases repitiéndose los cálculos, hasta lograr que la caída de presión sea menor o igual a la especificada.
- 7° Una vez que se hayan terminado los cálculos se procede a imprimir los resultados para cada una de las secciones. Pero hay que hacer notar que en transcurso del proceso se van imprimiendo ciertos resultados de las propiedades del fluido en los diferentes puntos del serpentín.
- 8° Otro grupo de sub-rutinas calcula la temperatura del tubo en los puntos más críticos, así como la altura mínima de

la chimenea.

9°

Una última sub-rutina realiza un estimado de costos por el método de Guthrie.

V. ESTIMACION DE COSTOS

En esta etapa es importante tener un estimado de costos lo más exacto posible, así mismo es importante utilizar una técnica consistente para que las alternativas puedan ser comparadas sobre las mismas bases.

La estimación de costos para industria de procesos es un estado de transición entre la ciencia y el arte. En general el estimado está basado en:

- Definiciones elementales de costos de modo tal que los estimados y registros tengan bases comunes.
- Registros de costos basados en breves definiciones
- Clasificación y agrupación de los costos registrados
- Analizar la relación entre los costos registrados

Los costos estimados se basan en registros de proyectos efectuados, debiéndose corregir a costos actuales, utilizándose índices de costos. Entre los más ampliamente utilizados en procesos industriales están: Marshall & Stevens, Nelson Refinery Index y Engineering New Record.

Métodos para estimar costos. -

Los métodos requeridos para estimar varían de acuerdo a la información y a su aplicación en una determinada etapa del proyecto.

Buenos estimados requieren primero preparación de datos de costos confiables y desarrollo de procedimientos satisfactorios. Por selección y uso apropiado de datos y procedimientos podemos preparar estimados en grados óptimos de exactitud en una etapa específica en el desarrollo del proyecto.

Teniendo establecidos todos los procedimientos básicos de estimados, podemos utilizar los siguientes procedimientos:

- Método de factores
- Método corregido de factores

- Método preliminar
- Método detallado

Cada uno de estos métodos dan estimados con diferentes rangos de exactitud al ser comparados con costos reales. Cada método requerirá de datos mensurables de costos y del proyecto con un determinado rango de precisión.

5.2 Estimación de costos de equipos. -

El método más preciso para determinar costos de equipos es el obtenido de firmas fabricantes, vendedores, proveedores. Generalmente, los vendedores proporcionan gráficos para hacer estimaciones rápidas, aunque son escuetas.

Una segunda posibilidad bastante exacta son los estimados obtenidos de registros de pedidos anteriores, debiéndose corregir costos mediante índice de costos.

Mucha información de costo de equipos ha sido publicada, dados generalmente en gráficos log-log costo instalado vs. capacidad. Estos son dificultosos en su utilización, porque los costos son variables, aunque algunos gráficos como los presentados por Guthrie (16) los factores de costos están separados.

Para equipos comunes tales como tanques, intercambiadores, hornos, etc., la información puede ser sumariada en gráficos de capacidad vs. costos. Al ser ploteados en gráficos log-log, los costos generalmente muestran una línea recta característica la cual indica una relación exponencial entre las capacidades y el costo, así:

$$\left\{ \frac{\text{Costo de A}}{\text{Costo de B}} \right\} = \left\{ \frac{\text{Capacidad de A}}{\text{Capacidad de B}} \right\}^x$$

Donde "x" es el exponente capacidad-costo, generalmente menor a la unidad.

5.2.2 Estimación de materiales directos:

Una vez estimado el costo de los equipos principales, es necesario hacer una estimación de los materiales adicionales para hacer el equipo operable. Estos no solo incluyen materiales relacionados directamente con los equipos, sino también los materiales requeridos para el mejoramiento de la zona, facilidades y otros servicios de la planta.

El tamaño, tipo y valor de los equipos principales pueden ser determinados en las diferentes fases del proyecto y el valor de los materiales puede ser determinado como un porcentaje del valor del equipo. Las informaciones publicadas pueden ser utilizadas para tales usos, pero los resultados son generalmente de relativa validez por la variación que existe con la práctica, Las compañías realizan sus estimaciones en base a registros anteriores.

Entre los items de mayor cuantía constituyentes de materiales directos en procesos químicos tenemos:

- Tuberías
- Concreto
- Acero
- Instrumentos
- Instalaciones eléctricas
- Aislamiento térmico
- Pintura

5. 2. 3 Estimación de costos de manode obra directa:

Considerando el amplio rango de situaciones posibles en la construcción de plantas, la estimación tiene poca exactitud si se utiliza precios fijos unitarios.

La lista de condiciones que tienen influencia tenemos:

- Supervisión
- Mano de obra
- Construcción de equipos y herramientas auxiliares
- Facilidades y servicios de construcción
- Condiciones físicas de trabajo
- Acceso al lugar de trabajo
- Programa de construcción
- Coordinación en necesidades de materiales
- Coordinación en necesidades de ingeniería
- Calidad de información de ingeniería
- Otras condiciones

Desafortunadamente estas condiciones de trabajo son intangibles y es difícil su descripción por la dificultad de cuantificar estos cambios en horas-hombre. Para atacar el problema, se debe de considerar individualmente cada una de estas condiciones de trabajo. La suma de estas decisiones individuales dará una razonable buena aproximación del efecto total de las condiciones de trabajo.

5. 2. 4 Costos indirectos. -

Una vez calculados los costos directos es necesari-

rio estimar los costos indirectos para cubrir gastos que se realizarán en el proyecto, los cuales pueden ser relacionados en las primeras fases del proyecto a los costos directos por factores. en tre los items que están considerados dentro de los costos indirectos tenemos: Supervisión en campo, facilidades temporales, costos de ingeniería, gastos generales, etc.

5.3.- Costo del horno calculado utilizando el método de GUTHRIE

El método se basa esencialmente en promedio de costos observados en proyectos ya realizados. El autor a diferencia de otros, separa los costos indirectos y mano de obra, lo que permite corregirlos independientemente.

Para estimar el costo del horno requiere de la siguiente mínima información:

- Tipo de horno (Cabina ó cilíndrico vertical)
- Capacidad neta en millones de BTU/hora .
- Material de los tubos .
- Presión interna a que trabajarán los tubos, en PSIA
- Índice de costos, tomando como base 1968 .

El costo del horno es estimado en base a la curva mostrada en la figura N° 21, el cual debe ser corregido ^{si} el material de los tubos es diferente al acero al carbono y/o el sistema trabaja a presiones mayores a 500 PSIA . La forma como afectan estos factores es mostrada en la página 117 .

Una vez corregido el costo del horno, se hallan los costos directos e indirectos haciendo uso de los factores mostrados

en los cuadros N° 3 y 4 para hornos tipo cabina y cilíndrico verticales respectivamente.

5.4.- Selección económica del material de los tubos.

Determinado los posibles materiales de los tubos, dada una tasa de retorno y las inversiones durante la vida útil del proyecto, se calcula el valor presente de cada una de las alternativas, de cuya comparación nos arrojará el material más conveniente económicamente. La información requerida para efectuar tal evaluación es la siguiente:

- Material(es) de los tubos .
 - Corrosión de los materiales en las condiciones de trabajo y vida útil de los mismos .
 - Costo de inversión.
Costo de mantenimiento y reemplazo .
 - Costos de operación .
 - Pérdidas de producción por paradas del equipo .
 - Gastos fijos.
 - Tasa de retorno .
 - Vida del proyecto .
- a) Material de los tubos .- Esto depende del servicio y la experiencia, generalmente se utiliza aleaciones Fe- Mo , Cr-Ni o acero al carbono en condiciones poco severas.
- b) Vida y corrosión.- La corrosión de los materiales son hallados experimentalmente, tal como se muestran en las fig. N° 16 y 17 . La vida útil del material es función de la corrosión, espesor original y características mecánicas.
- c) Costo de inversión.- Deben ser hallados en base a cotizaciones o catálogos de fabricantes.

- d) Costos de mantenimiento y reemplazo.- Se hace efectivo cuando el espesor del tubo está por debajo del mínimo permisible. Para evaluarse el costo se debe tomar en cuenta la naturaleza del mantenimiento y los H-H requeridos.
- e) Costos de operación.- Por el ensuciamiento del interior de los tubos es necesario su limpieza ya sea mecánica o decokización.
- f) Pérdidas de producción por paradas de equipo.- Los materiales de menor calidad requerirán mayor frecuencia de cambios y por lo tanto las pérdidas por parada serán mayores.
- g) Gastos fijos.- Generalmente se fija en un 5% de la inversión inicial total.
- h) Tasa de retorno.-La tasa de retorno deberá de ser el mínimo requerido para justificar el proyecto.
- i) Vida del proyecto.-En éste tipo de proyectos una vida útil de 20-24 años es razonable.

La información contenida en los cuadros N° 1 y 2 sirven para dar una guía ó indican la naturaleza del material de los tubos en la sección de radiación y convección para un diseño económico, mantenimiento mínimo y mínimo costo de inversión; sin embargo, es importante hacer notar que habrán casos donde la tabla no es aplicable y requerirá de una evaluación especial, ya que las tablas están basadas en una situación

específica. En los últimos años se ha generalizado el uso de tubos de aleación Cr-Mo tanto para la sección de convección como para la sección de radiación, sin embargo a continuación detallaremos el método analítico para determinar el material de los tubos en la sección de radiación.

5.3.1 Material de los tubos de la sección de radiación

Para determinar el material más conveniente efectuaremos una evaluación del flujo de dinero para el acero al carbono, aleación 5%Cr-1/2%Mo y el acero inoxidable 18-8 (AISI 304). En base a los resultados del programa y al uso de gráficos determinaremos las características y propiedades de cada uno de los tubos (ver cuadro de la siguiente página)

La información de los costos del material, mantenimiento y reparación de los tubos fueron obtenidos de registros de la Refinería la Pampilla, cuyo resumen es el siguiente:

Material	5 %Cr-1/2%Mo	AISI 304
Costo de tubería c/pie	1550	2600
Costo por codo	12000	28000
Costo man. c/tubo(1)	2000	2000
Costo repar.incl. tubo	50000	- - -

(1) El mantenimiento de los tubos consiste en la eliminación interna del coque formado mediante una limpieza mecánica; según la experiencia de Refinería La Pampilla el mantenimiento debe efectuarse cada 4 años en promedio, pues esto depende de la operación, tipo de crudo y tipo de combustible.

Material	A. al Carbono	5%Cr-1/2%Mo	AISI 304
Diámetro del tubo (pulg)	5.563	5.563	5.563
Presión máxima (psig)	200	200	200
Temp. máxima de tubos (°F)	1067	1067	1067
Espesor de los tubos (pulg)(1)	0.258	0.258	0.258
Esfuerzo de tracción (psig)(2)	2800	7500	18000
Mín. espesor de tubo(5)	0.330	0.125	0.125
Corrosión (mils/año) (3)	76	16	5
Tiempo util de vida (4) (año)	ninguna	7.5	más 30

(1) Espesor de tubería de 5" Schedule 40

(2) Según recomendación del "API Recommended Practices 530" el esfuerzo de tensión debe ser determinado para una vida de cuatro años (30,000 Hrs) como mínimo. Los valores han sido determinados de las figuras N° 18 , 19 y 20

(3) Suma de los valores obtenidos de las figuras N° 16 y 17

(4) Años = (Espes. Original - Espes. mínimo)/corrosión

(5) Obtenido utilizando la ecuación 117. Si el material es acero al carbono el espesor mínimo debe ser 0.19" y cuando se trate de aleaciones el espesor mínimo debe ser 0.125"

Evaluando los resultados del cuadro anterior, se descarta el acero al carbono debido a que el espesor inicial requerido es mayor al espesor original del tubo.

Costos de inversión

a) Utilizando la aleación 5%Cr-1/2%Mo

Tubos	:	1350 soles/pie x 1807 pies	:	2'439,450
Codos	:	12000 soles/u x 48 u	:	576,000
Mant. c/4 años	:	2000 soles/c tubo x 48	:	96,000
Repar. c/8 años	:	50000 soles x (48 x 25%) tubos	:	600,000
Gastos fijos 5%	:	(2'439,450 + 576,000) 0.05	:	150,000

b) Utilizando acero inoxidable AISI 304

Tubos	:	2600 soles/pie x 1807 pies	:	4'906,200
Codos	:	20,000 soles/u x 48 u	:	1'344,000
Mant. c/4 años	:	2000 soles/c tubo x 48	:	96,000
Gastos fijos 5%	:	(4'906,200 + 1'344,000) 0.05	:	312,510

Comparación de las dos alternativas con una tasa de interés del 15%

Se asume que toda inversión es realizada un año antes de que el proyecto esté terminado, de modo que el valor de la inversión en el arranque de la planta es mayor en un 15 % de la inversión inicial. Este porcentaje se considera en todo proyecto de alto riesgo. También se ha considerado que el valor recuperable es nulo.

a) Considerando la aleación 5%Cr-1/2%Mo

$$Ta : (3'015,450 + 150,772) \times 1.15 + 96,000 (F_1 + F_3 + F_{12} + F_{16}) + 600,000 (F_8 + F_{16})$$

$$Ta : 3'615,825 + 96,000(0.5718 + 0.3219 + 0.1869 + 0.1069) + 600,000(0.3219 + 0.1069)$$

$$Ta : 3'986,757$$

...

b) Considerando al acero inoxidable AISI 304

$$T_b : (6'250,200 + 312,516) \times 1.15 + 96,000 (F_4 + F_8 + F_{12} + F_{16})$$

$$T_b : 7'547,116 + 96,000 (0.5718 + 0.3219 + 0.1869 + 0.1069)$$

$$T_b : 7'556,066$$

Nota : Los valores de "F" fueron tomados de tablas de intereses para valor actual .

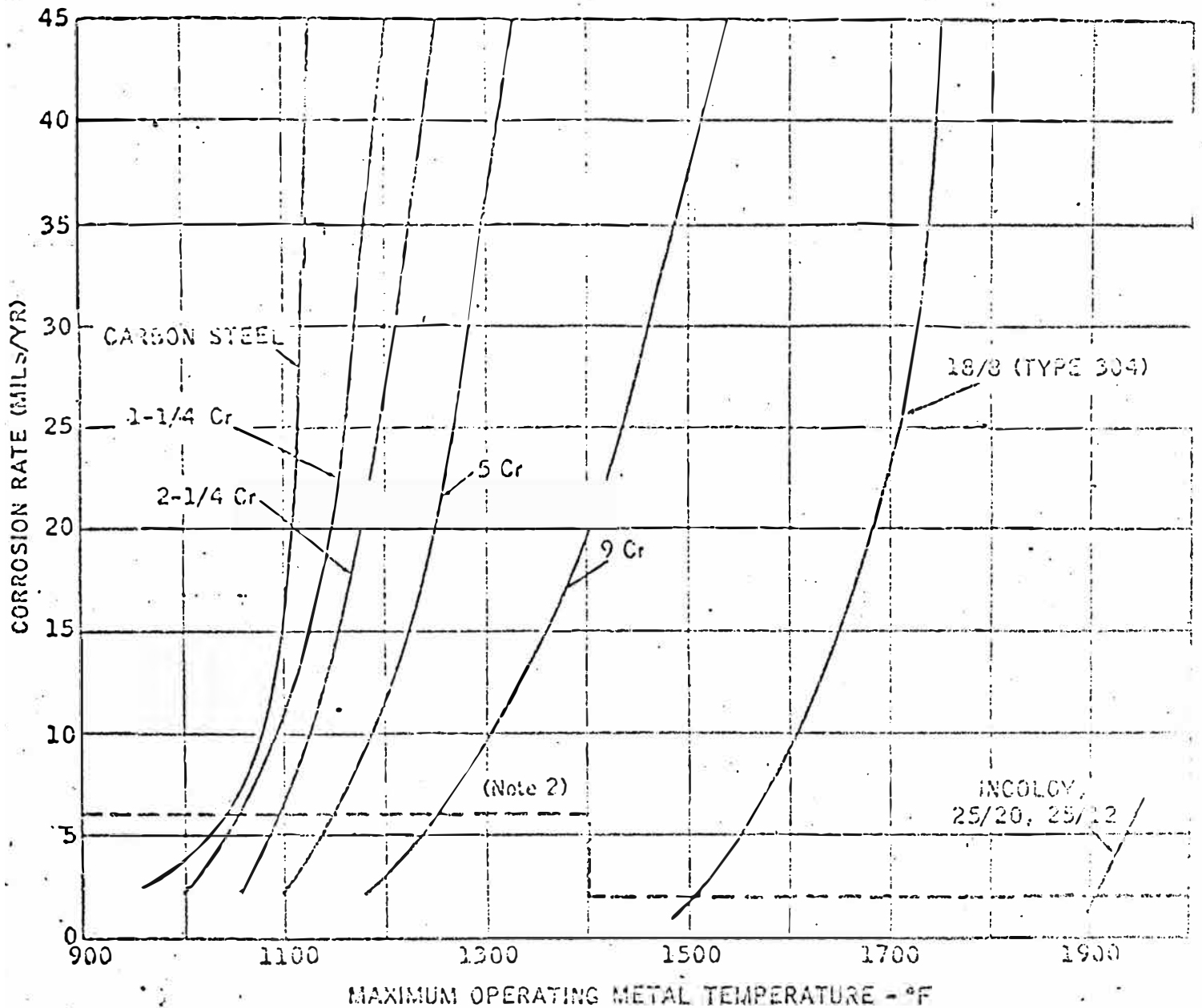
Comparando los resultados (T_a y T_b) deducimos que la aleación cromo-molibdeno es la más recomendable por su menor inversión.

5.3.2.- Determinación del material a utilizarse en los tubos de la sección de convección

MATERIAL	A. carbono	5%Cr-1/2Mo	AISI 304
Radio del tubo(pulg.)	2.782	2.782	2.782
Presión máx. del sist (psig)	200	200	200
Temp. de los tubos °F	850	850	850
Espesor de tubos Sch. 40 (pulg.)	0.258	0.258	0.258
Esfuerzo de tracción	3100	22,000	25,000
Mínimo espesor del tubo (pulg.)	0.125	0.125	0.125
Corrosión en milési- de pulg. por año	40	12	4
Periodo de vida(años)	3.32	11.0	más de 30

Después de un análisis similar al efectuado para determinar el material de los tubos de la sección de radiación, se llegó a la conclusión que la aleación 5%Cr-1/2% Mo es mucho más rentable que el acero inoxidable AISI y el acero al carbono.

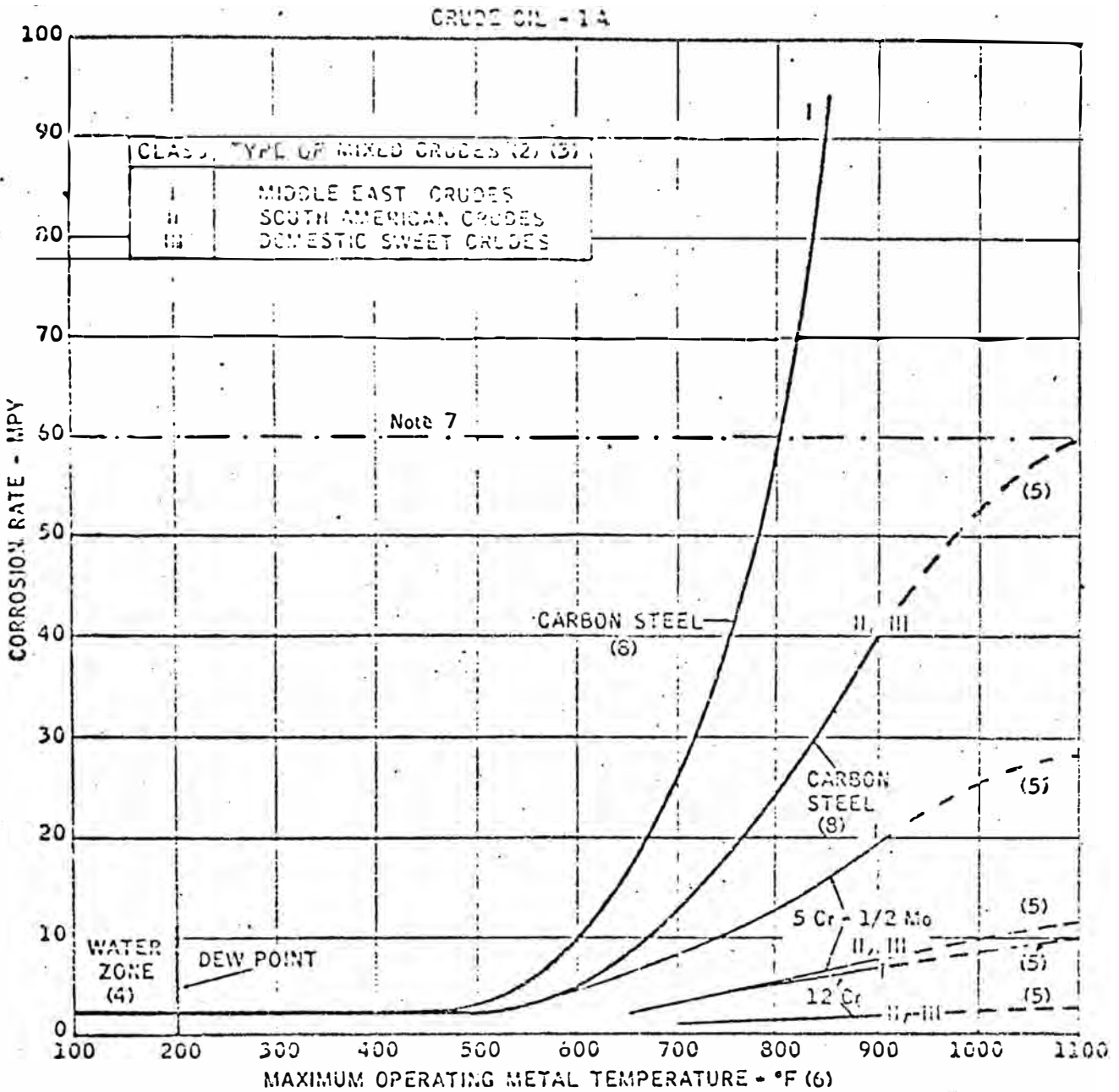
ELEVATED TEMPERATURE OXIDIZING CONDITIONS



Notes:

- (1) Data in these curves indicate corrosion rate due to oxidation only. If reducing gases, vanadium compounds, etc. are present, consult Materials Development Section.
- (2) Suggested oxidation rate for furnace tube design purposes.
- (3) Data obtained primarily from 1000 hour tests in electrically heated laboratory furnaces.

FIGURE 16



Notes:

- (1) When cash flow study required, compare 5 Cr - 1/2 Mo with CS for piping, exchanger tubes, and furnace tubes; compare 12 Cr cladding with CS for all other equipment.
- (2) For list of crudes and assays used for each classification in this curve, refer to crude assay table on page II-B-4.
- (3) Consult Materials Development Section for data on Canadian crudes or other crude classes.
- (4) If greater than 2% free water present with crudes in water zone, use Corrosion Design Curve No. 12 to obtain corrosion rate.
- (5) Use dashed lines for furnace tubes only.
- (6) See definition on page II-A-1.
- (7) Avoid designing with a corrosion rate greater than 60 MPY. Consult the Materials Development Section.
- (8) The low alloys, such as 1-1/4 Cr - 1/2 Mo and 2-1/4 Cr - 1 Mo are used when required for hydrogen resistance or to provide a higher allowable stress. If greater resistance to oxidation or corrosion is required, use 5 Cr - 1/2 Mo.

PEK - 7/1/63
ER & E Co.
GnED

FIGURA 17

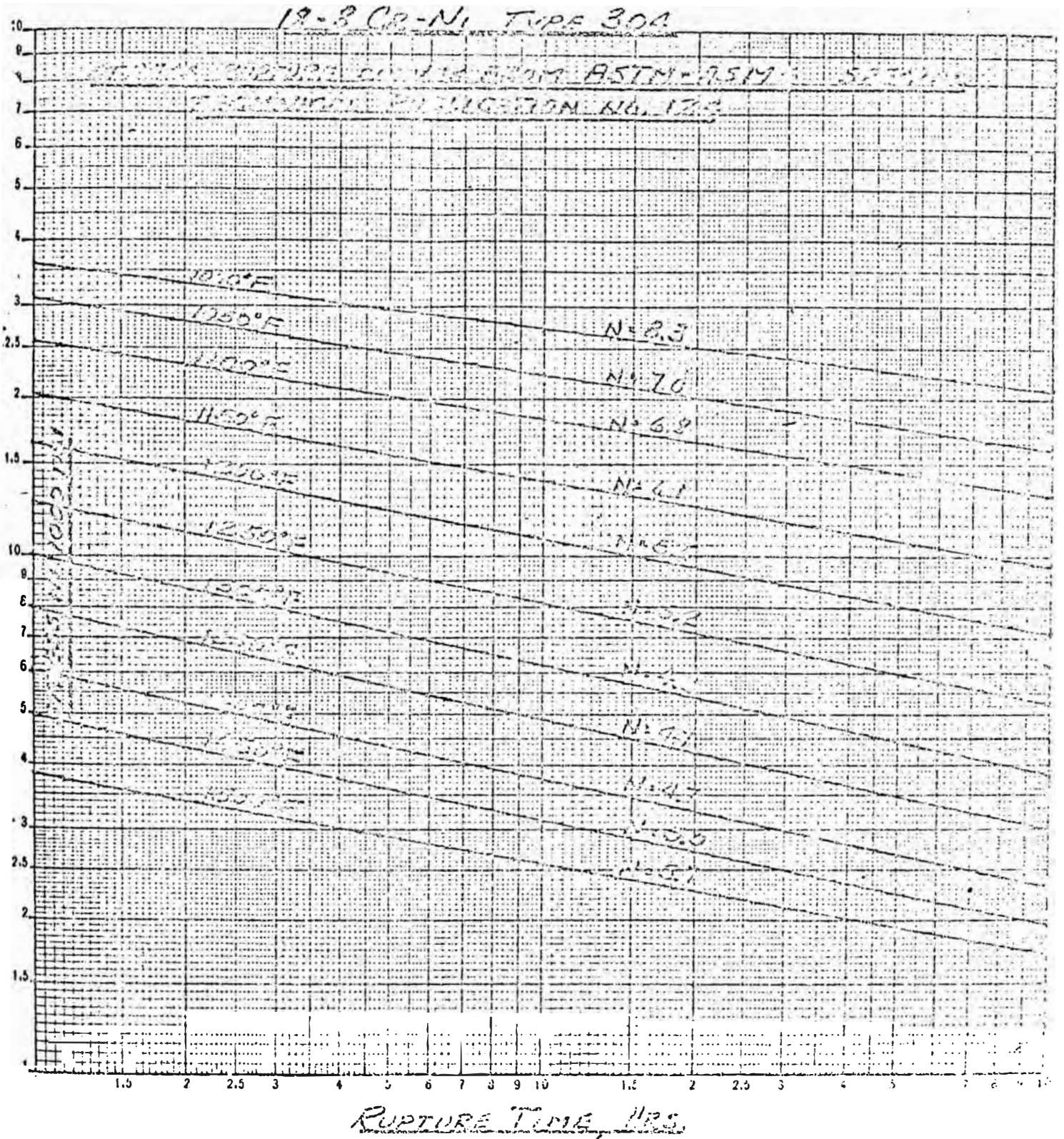


FIGURE 18

5% CR - 1/2% MO

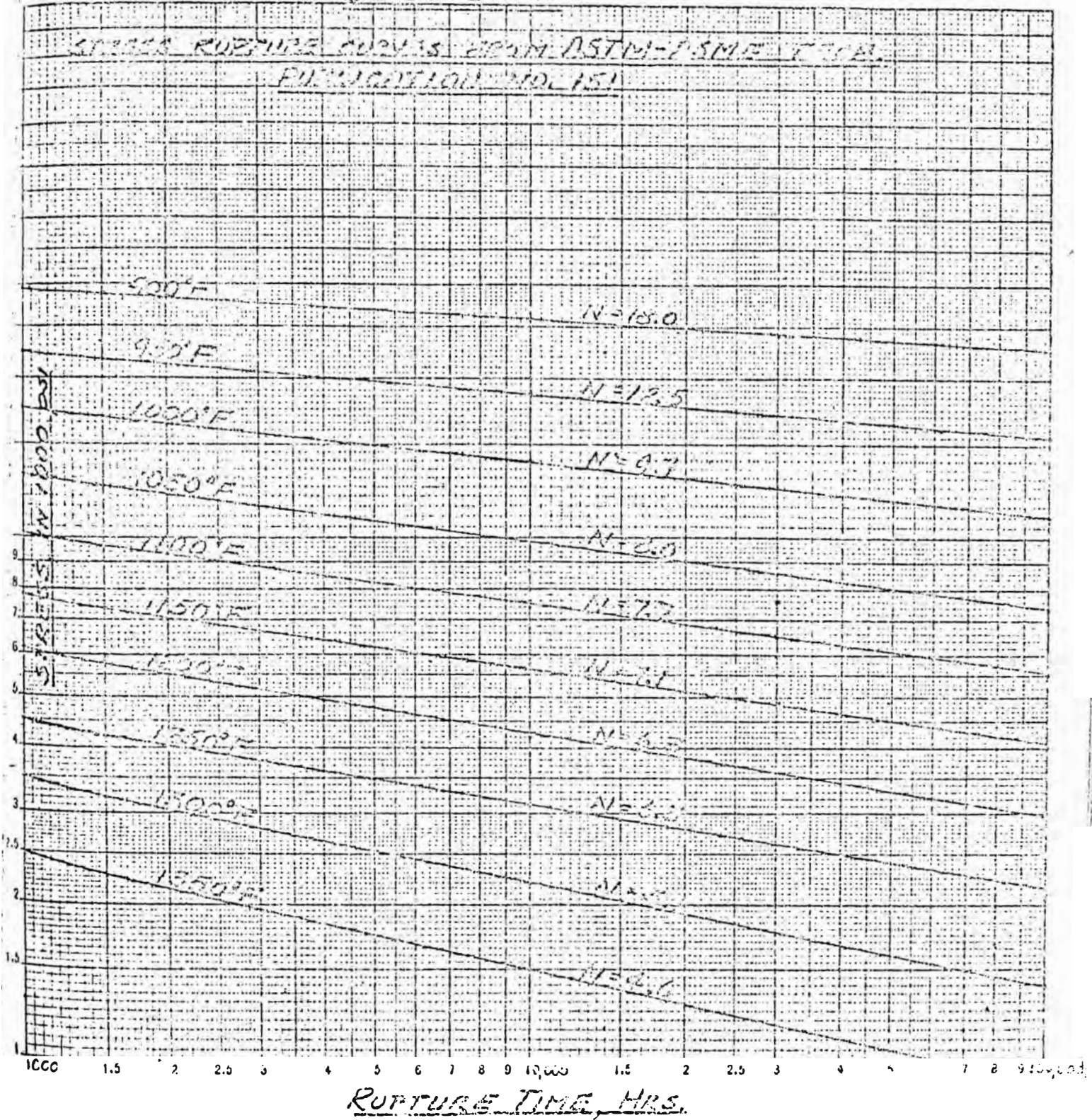


FIGURA 19

CARBON STEEL - ASTM A166/A192

STRESS - RUPURE CURVES FROM ASTM - ASME
SPECIFICATION PUBLICATION NO. 150

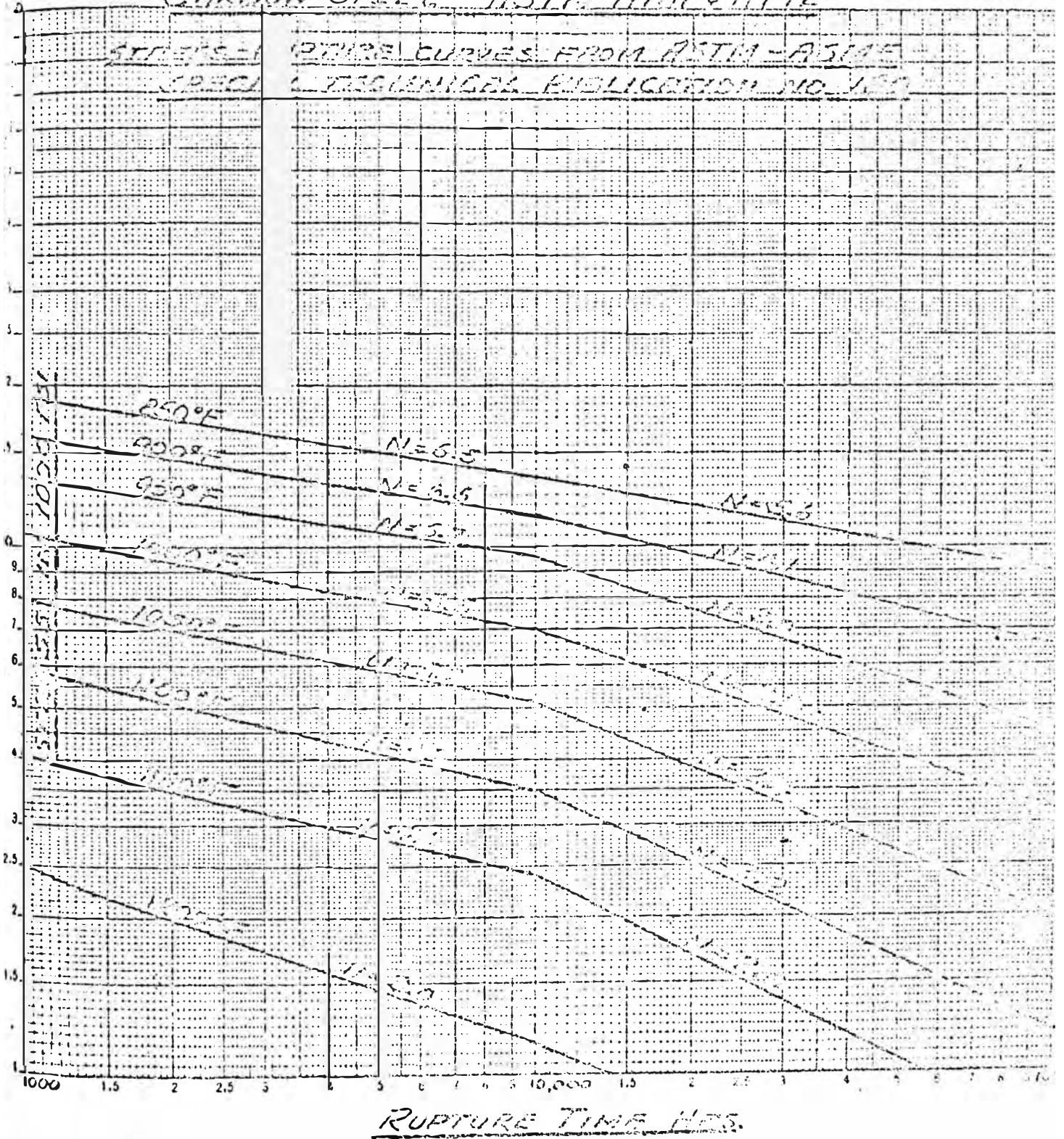


FIGURA 20

CUADRO N° 1

**Selección de espesor de tubos en base al rate de corrosión
y material**

Sección de Convección (1) (2)

Material : Acero al carbono (3)(10)

Corrosión (milesimos de pulg. por año)	0-20	21-30	31-40	41-55	+ 56
Diseño económico	0.220"	0.285"	0.285"	0.375"	Aleación(5)

Material : Aceros con bajas y medianas aleaciones (3) (6) (9)

Corrosión(milésimos de pulg. por año)	0-20	21-30	31-40	+ 40
Diseño económico	0.220"	0.285"	0.285"	(7)
Mín. mantenimiento	0.285(5)	0.375"	0.375"	(7)
Mínimo costo	0.220"	0.220"	0.285"	(7)

Nota. - las aclaraciones de los puntos entre paréntesis se encuentran en la página sub-siguiente.

CUADRO N° 2

Selección de espesores de tubos en base al rate
de corrosión y material

SECCION DE RADIACION (8) (2) (10)

Material: Acero al carbono (3) (10)

Corr. (milésimos de pulg por año)	6-7	7-20	21-30	31-40	41-55	+ 56
Diseño económico	0.220"	0.285"	0.375"	0.375"	aleac.(5)	aleac(5)
Mfn. mantenim.	0.285"	0.375"	0.375"	Alea(6)	aleac.(5)	aleac(5)
Mínimo costo	0.220"	0.285"	0.285"	0.375"	0.375"	aleac(5)

Material : Aceros con aleaciones bajas y medianas (3) (6) (9)

Corr. (milésimos de pulg. por año)	0-7	8-20	21-30	31-40	+ 40
Diseño económico	0.220"	0.285"	0.375"	0.375"	(7)
Mfn. mantenimiento	0.285"	0.375"	0.375"	0.375"	(7)
Costo mínimo	0.220"	0.285"	0.285"	0.375"	(7)

NOTA: Las aclaraciones de los puntos entre paréntesis se encuentran en la página siguiente.

- (1) Esta tabla no es aplicable para servicios a temperatura y presiones elevadas donde el diseño requiere de espesores (excluyendo la corrosión) mayores a 0.125" para tubos en la sección de convección y 0.19" en la sección de radiación.
- (2) Las especificaciones del material deberán considerar se la corrosión total; de ambos lados (externa e interna)
- (3) Los requerimientos de esfuerzo, ataque de hidrogeno y/o oxidación pueden limitar el material del tubo y no la corrosión.
- (4) 0.220" es el espesor mínimo permitido para corrosiones menores a 10 mils/año
- (5) Referirse a las curvas de corrosión apropiadas
- (6) Aleaciones específicas tales como 1 1/4 Cr - 1/2 Mo 2 1/4 Cr - 1 Mo ; 5 Cr. 1/2 Mo, etc. para determinarse por las curvas de corrosión.
- (7) Aleaciones que deben ser determinadas después de un estudio económico.
- (8) Los tubos requerirán de un espesor mínimo de 0.19" más la corrosión
- (9) No utilizar estas tablas para aleaciones susteníticas, pero para estos casos es necesario hacer un "cash flow"
- (10) El espesor de los tubos de estas tablas puede ser utilizado como requerimientos mínimos, y así poder determinar el schedule requerido.

5.4.- Método de Guthrie (16)

El método se basa esencialmente en los promedios de costos observados en proyectos ya realizados. El autor a diferencia de otros, separa los costos indirectos y mano de obra, lo que permite poderlos corregir.

Los cuadros N° 3 y 4 muestran los factores de costos para hornos tipo cabina y cilíndricos verticales respectivamente.

Para determinar el costo básico del horno se hace uso de la figura N° 21.

Los factores de corrección por el material de los tubos y presión a que trabajan se indican en la página N° 115 .

Para el estimado del costo se requiere de la siguiente información:

Tipo de horno

Capacidad neta en millones de BTU/hora.

Material de los tubos.

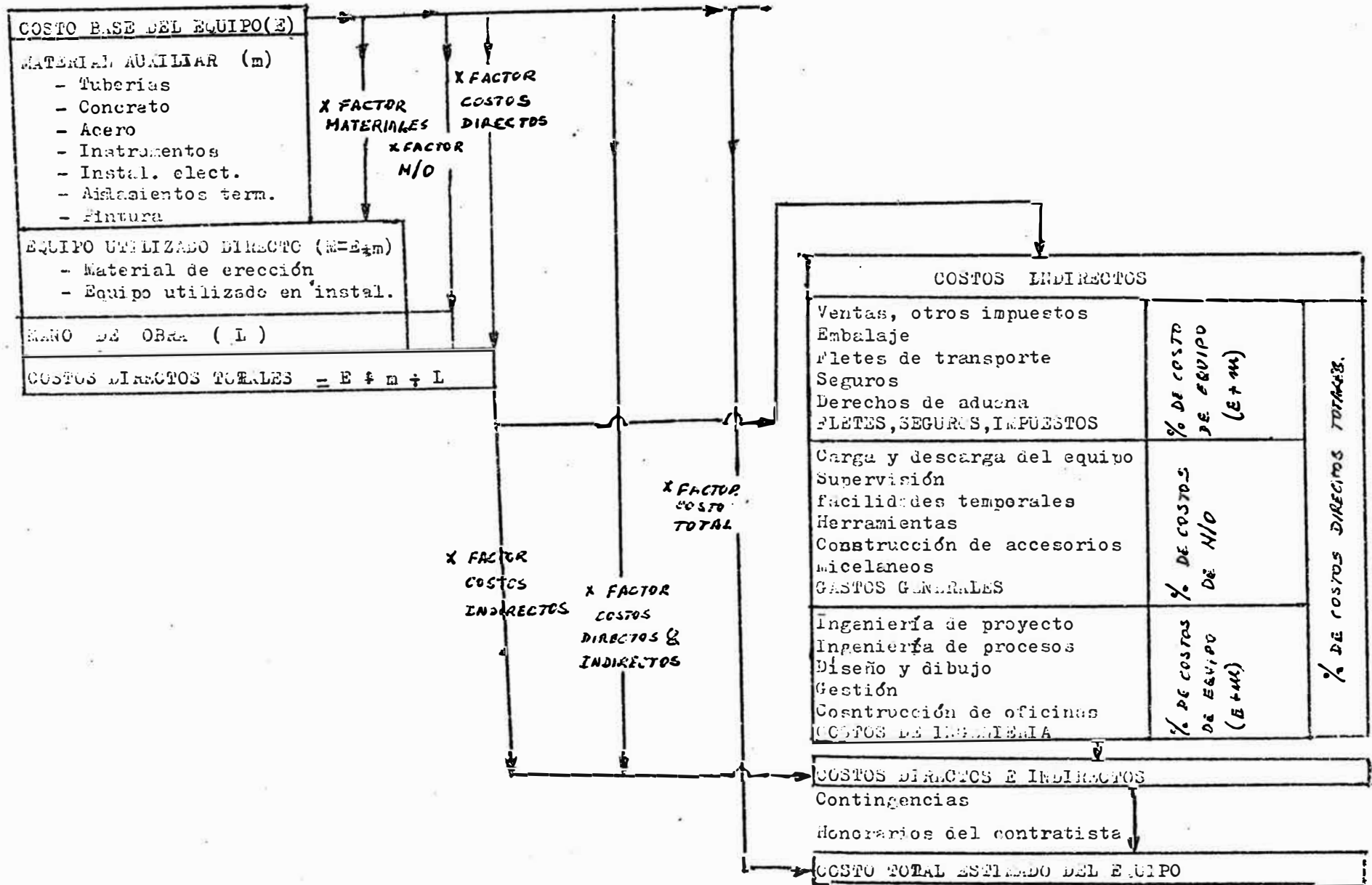
Presión a que trabajarán los tubos, en PSIA.

Indice de costos (cuya base debe ser 1968)

Cabe así mismo indicar que los costos han sido ajustados por el factor de localización, siendo para el caso específico del Perú 1.04

TECNICA PARA LA ESTIMACION DE COSTOS POR EL

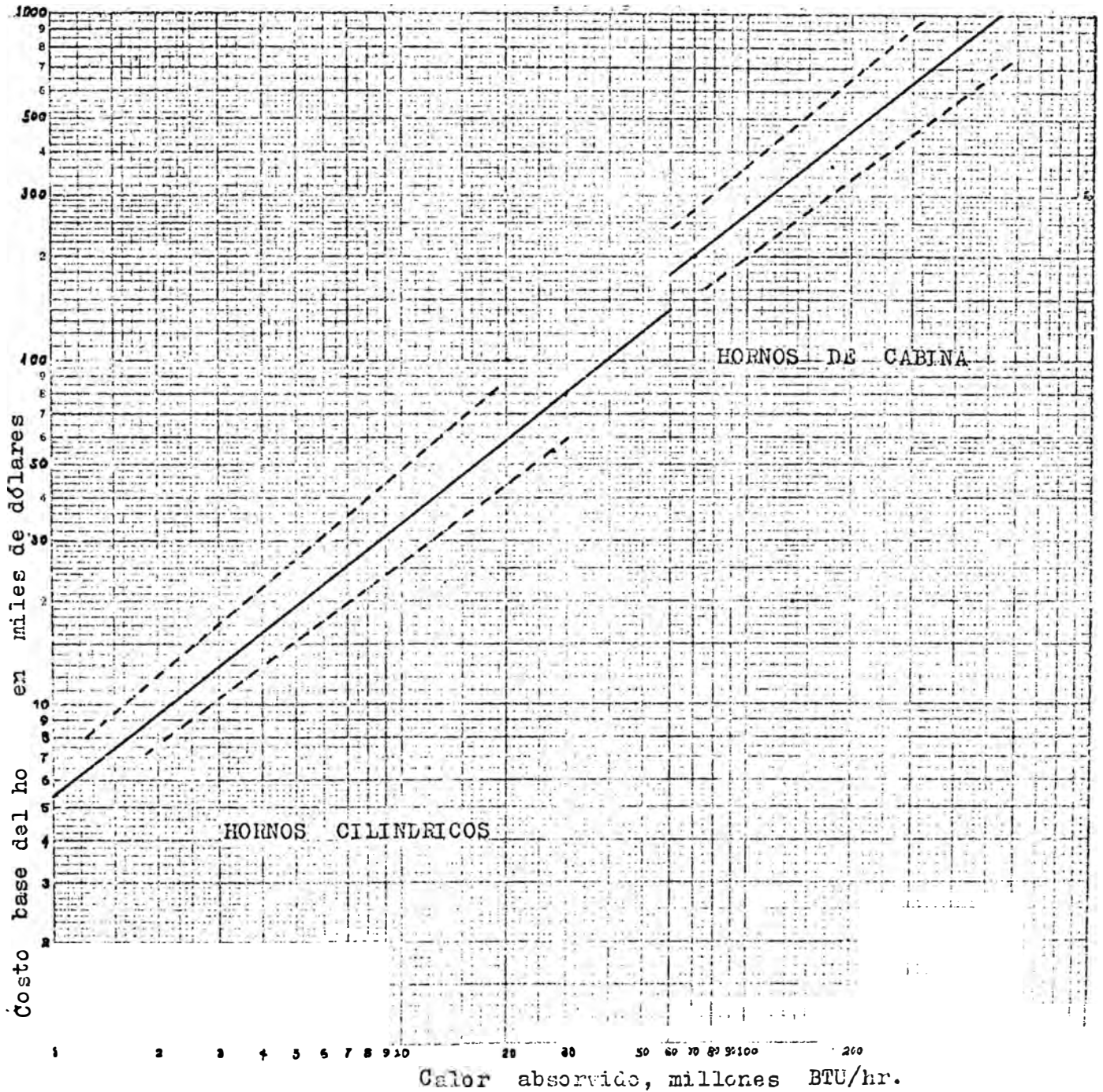
METODO DE FACTORES



COSTO DE HORNOS TUBULARES

TIPO CILINDRICO O CABINA

INDICE DE COSTOS REFERIDO A



CUADRO N° 3

FACTORES DE COSTOS PARA HORNOS DE CABINA

COSTO BASE DE EQUIPO 100 M ³	2	2 a 4	4 a 6	6 a 8	8 a 10
COSTO BASE DE EQUIPO % "E"	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0
MATERIALES DE CONS. "m"	35.0	34.0	33.5	33.2	33.0
- Tuberías	18.5	18.0	17.7	17.5	17.5
- Concreto	10.3	10.0	9.9	9.8	9.7
- Instrumentación	4.1	4.0	3.9	3.9	3.9
- Inst. eléctricas	2.1	2.0	2.0	2.0	1.9
- Aislamiento	--	--	--	--	--
- Pintura	--	--	--	--	--
MANO DE OBRA DIRECTA "L"	30.5	29.6	29.2	28.9	28.7
COSTOS DIRECTOS "E + m + L"	165.5	163.6	162.7	162.1	161.7
COSTOS INDIRECTOS	61.2	55.6	53.7	53.5	51.7
COSTO TOTAL DEL EQUIPO	226.7	219.2	216.4	215.6	213.4

CUADRO N° 4

FACTORES DE COSTOS PARA HORNOS VERTICALES
CILINDRICOS

COSTO BASE DE EQUIPO 10 M ³	2	2 a 4	4 a 6	6 a 8	8 a 10
COSTO BASE DE EQUIPO % "E"	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0
MATERIALES DE CONS. "m"	33.0	32.0	31.5	31.2	30.9
-Tuberias	15.5	15.0	14.8	14.6	14.6
-Concreto	10.3	10.0	9.9	9.8	9.7
-Instrumentación	5.1	5.0	4.8	4.8	4.7
-Inst. eléctricas	2.1	2.0	2.0	2.0	1.9
-Aislamiento	--	--	--	--	--
-Pintura	--	--	--	--	--
MANO DE OBRA DIRECTA "L"	29.9	29.0	28.6	28.3	28.1
COSTOS DIRECTOS "E + m + L"	162.9	161.0	160.1	159.5	159.0
COSTOS INDIRECTOS	60.3	54.7	52.8	52.6	50.9
COSTO TOTAL DEL EQUIPO	223.2	215.7	212.9	212.1	209.9

FACTORES PARA CORREGIR EL COSTO BASE DEL EQUIPO DEBIDO A :

- a) Material de los tubos.
- b) Presión de trabajo de los tubos.
- c) Indice de costos referidos al año 1968 .

COSTO BASE CORREGIDO = COSTO BASE x ($F_m + F_p$) x Ind.Costos

Donde : F_m , factor para corregir el material de tubos

F_p , Factor para corregir presión

VALORES DE F_m

MATERIAL DE LOS TUBOS	H. cabina	H.cilín.
Acero al carbono	0.00	0.00
Cromo/molibdeno	0.35	0.45
Acero inoxidable	0.75	0.50

VALORES DE F_p

PRESION (PSIA)	H. cabina	H.cilín.
Hasta 500	0.00	0.00
500-1000	0.10	0.15
1000-1500	0.15	0.20

V. LISTADO DEL PROGRAMA PRINCIPAL Y

SUP-RUTINAS

Se presentan sólo los diagramas de flujo que han sido utilizados en el presente trabajo, ya que parte de ellos ya fueron presentados en la Tesis de Pachilier (22) "Cálculo por computadoras del equilibrio líquido vapor de mezclas complejas"

Los programas son los siguientes:

- Programas principal Lee datos , coordina las sub-rutinas e imprime resultados
- PROMPE Determinación de la temperatura media de ebullición (22)
- PROPI Cálculo de parámetros de pseudo-componentes (22)
- CONT Constantes de equilibrio vapor-equilibrio (22)
- FVAP : Fracción vaporizada (22)
- ENT : Entalpía del sistema (22)
- DENSA : Densidad del líquido y/o vapor (22)
- VISC G : Viscosidad de los gases (22)
- VISLI : Viscosidad de los líquidos (22)
- AJUSTE : Cálculo de moles/hora ajustando previamente la gravedad específica de cada componente
- COMGAS Calor de combustión del gas combust.
- COMLIQ Calor de combustión del aceite comb.
- PERDI : Calor absorbido en cada una de las secciones y peso de gas y/o aceite a utilizarse.
- RADIA Fracción de calor absorbido en la sec-

- CONV : ~~ción de radiación~~
; Coeficiente de transmisión de calor en la sección de convección
- TEMCRU : Temperatura de la carga al salir de la sección de convección
- TEMPE : Temperatura de un sistema fijado presión, entalpía y composición
- PRELIQ . Pérdida de presión en líneas con fase líquida
- DUKLER : Pérdida de presión en líneas horizontales con doble fase
- VERTIC : Determinación del tipo de régimen en flujos de líneas verticales
- BUBBLE : Pérdida de presión cuando el régimen de flujo es del tipo burbuja
- SLUG : Pérdida de presión cuando el régimen de flujo es del tipo intermitente
- MIST : Pérdida de presión cuando el régimen de flujo es del tipo niebla
- TUBOS : Superficie total de los tubos
- EQUIV : Número de tubos, longitud equivalente de la tubería
- CHIMEN : Altura mínima de la chimenea
- COSTOS : Cálculo de los costos
- TTUBO : Temperatura de turbos

6.1 Programa principal, -

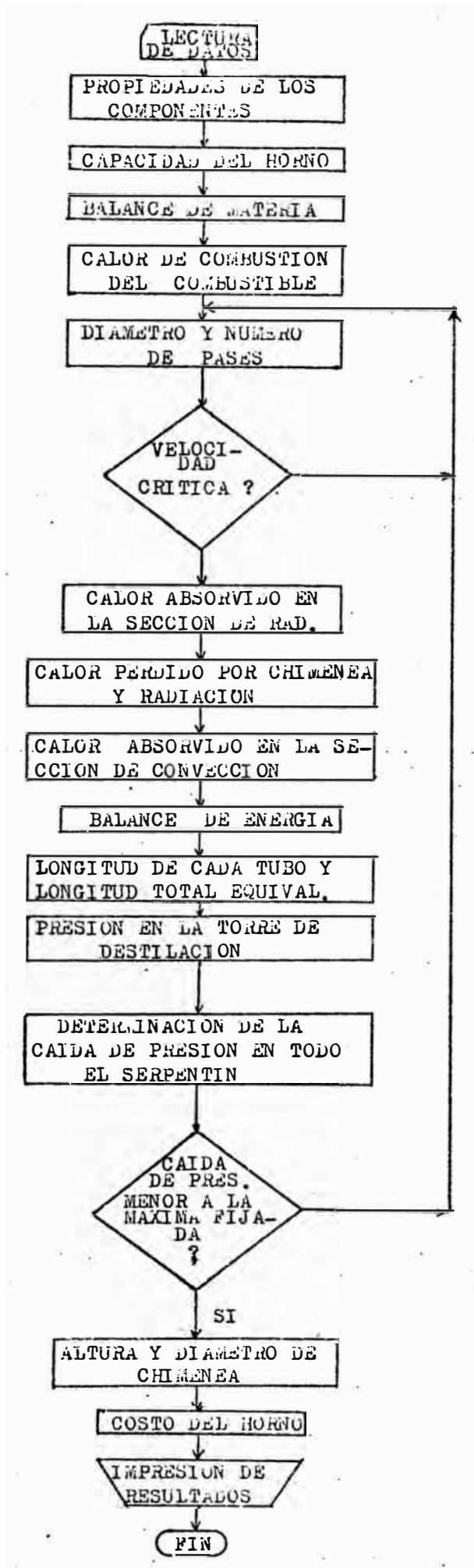
El objetivo del programa principal es la lectura de datos, coordinación de las sub-rutinas e impresión de resultados.

Este es el único programa que contiene proposiciones de lectura ya que las sub-rutinas utilizadas, trabajan en cascada de modo que los resultados de unos sirven de datos para los siguientes, lográndose con esto mínimo trabajo en cuanto a la información que se deba dar.

Coordina las sub-rutinas , con esto se quiere decir que las ordena de tal manera que pueda obtenerse la información que nos proponemos.

La impresión de resultados se hace de tal manera que puedan ser los más claros ~y comprensibles.

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA PRINCIPAL



6.2 Cálculo de las moles/hora, de cada uno de los componentes y pseudo-componentes ajustando previamente la gravedad específica

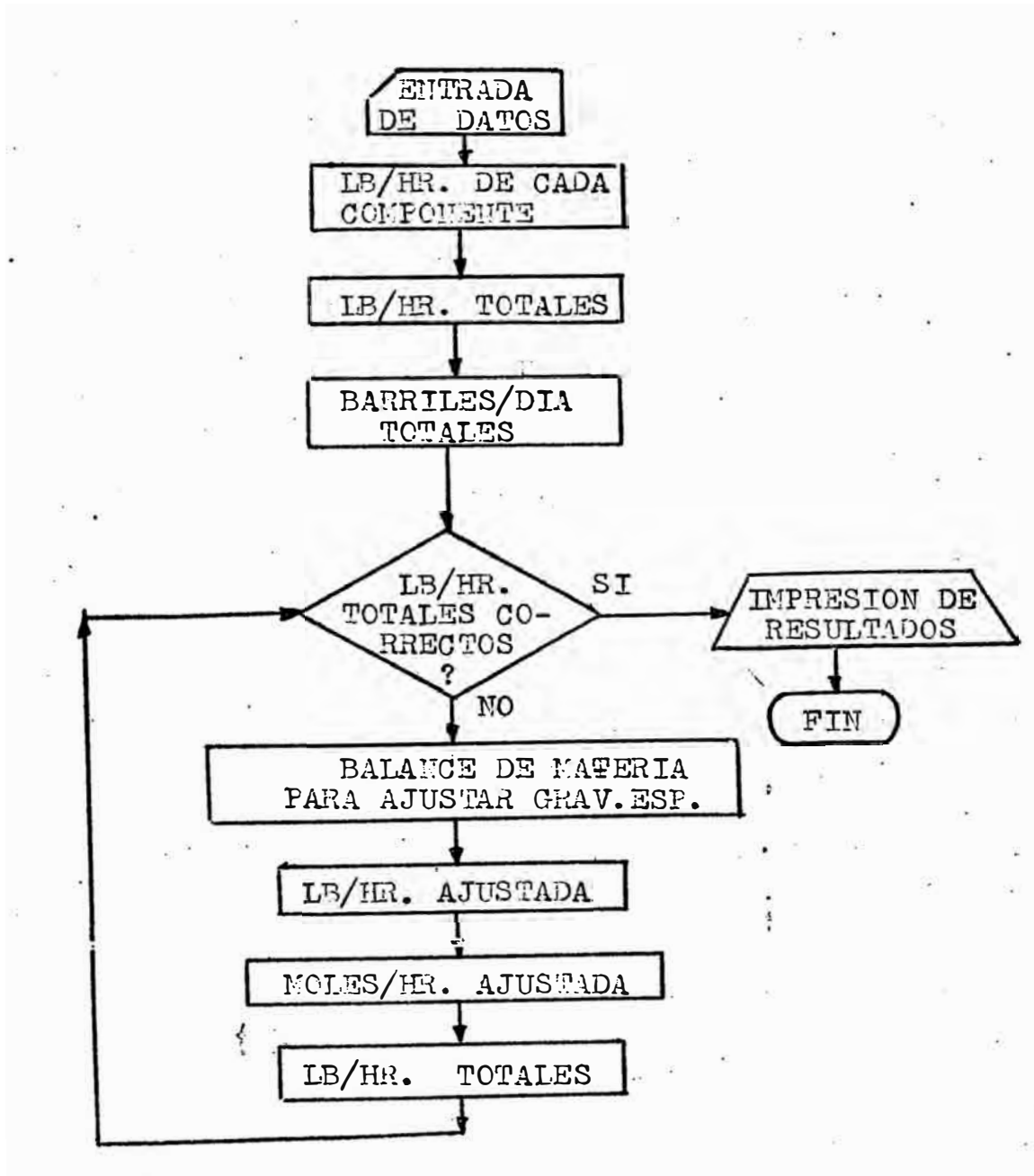
Sub-rutina AJUSTE

Computadora : IBM 360/30 - Centro de Computos de la
Universidad Nacional de Ingeniería

Lenguaje : Fortra IV

Descripción : El programa convierte los barriles por día a libras por hora. Verifica que la suma de las lbs/hr. coincidan con el valor de la carga total, si esto no ocurre se procede a recalcular el número de lbs/hr. para cada una de las fracciones empleándose para esto un reparto proporcional del exceso o defecto de la carga. Una vez hecho se procede a calcular el nuevo valor de la gravedad específica de cada uno de los componentes. Teniendo los valores corregidos se procederá a determinar las moles/hora de cada uno de los elementos de la mezcla.

DIGRAMA DE FLUJO DE LA SUB-RUTINA "AJUSTE"



6.3 Cálculo del calor de combustión del gas combustible

Sub-rutina "COMGAS"

**Computadora: IBM 360/30 - Centro de computos de la
Universidad Nacional de Ingeniería**

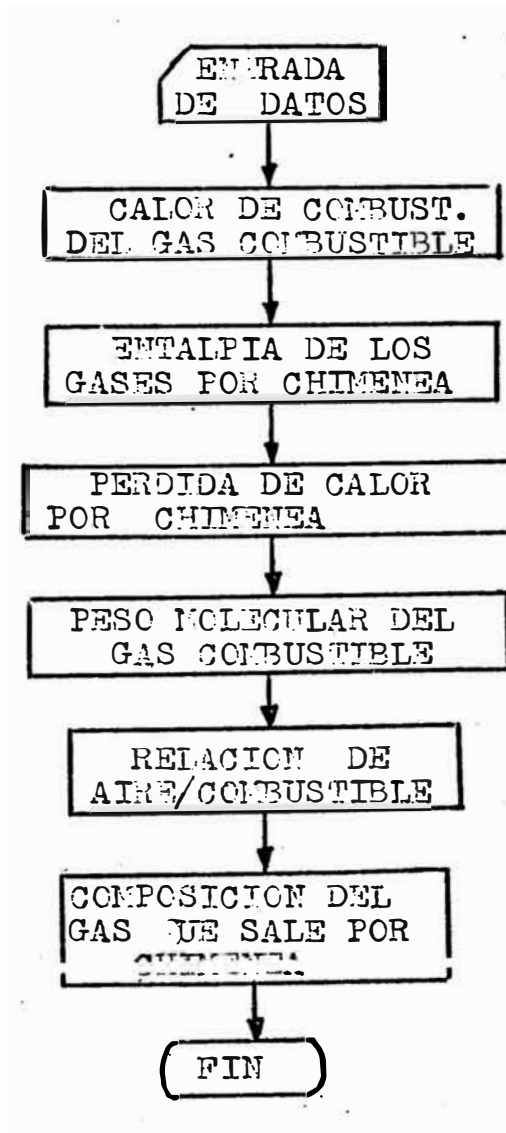
Lenguaje : Fortran IV

Descripción : A parte del calor de combustión de gas combustible a condiciones de quemado (Ec. 3-7); mediante un balance de materia y energía se realizan los siguientes cálculos:

- **Entalpía de los gases al salir por la chimenea**
- **Fracción de calor perdido por chimenea**
- **Relación en peso de aire/gas combustible**
- **Peso molecular del gas que sale por chimenea**
- **Composición molar de los gases de chimenea**

Esta sub-rutina puede ser utilizada en cualquier balance de energía y materia donde haya combustión de gases.

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUB-RUTINA "COMGAS"



Calor de combustión del aceite combustible

Sub-rutina "COMLIO"

**Computadora : IBM 360/30. Centro de computos
de la Universidad Nacional de In-
geniería**

Lenguaje : Fortran IV

**Descripción : La finalidad es el de poder hallar
el calor de combustión del aceite combustible a la tem-
peratura de quemado, lo cual se halla en base a las ecua-
ciones (3-1) al (3-5). Mediante un balance de energía y
materia hallaremos también:**

- Entalpía de los gases de chimenea
- Fracción de calor que se pierde por chimenea
- Relación en peso de aire/aceite combustible
- Composición molar de los gases que salen por chime-
nea

**Este programa puede ser utilizado en un sistema cual-
quiera donde haya una combustión de aceite.**

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUB-RUTINA "COMLI 3"



6.5' Calor absorbido en cada una de las secciones y las libras de gas y/o aceite a utilizarse

Sub-rutina "PERDI"

Computadora: : IMP 360/30. Centro de "Computos de la Universidad Nacional de Ingeniería"

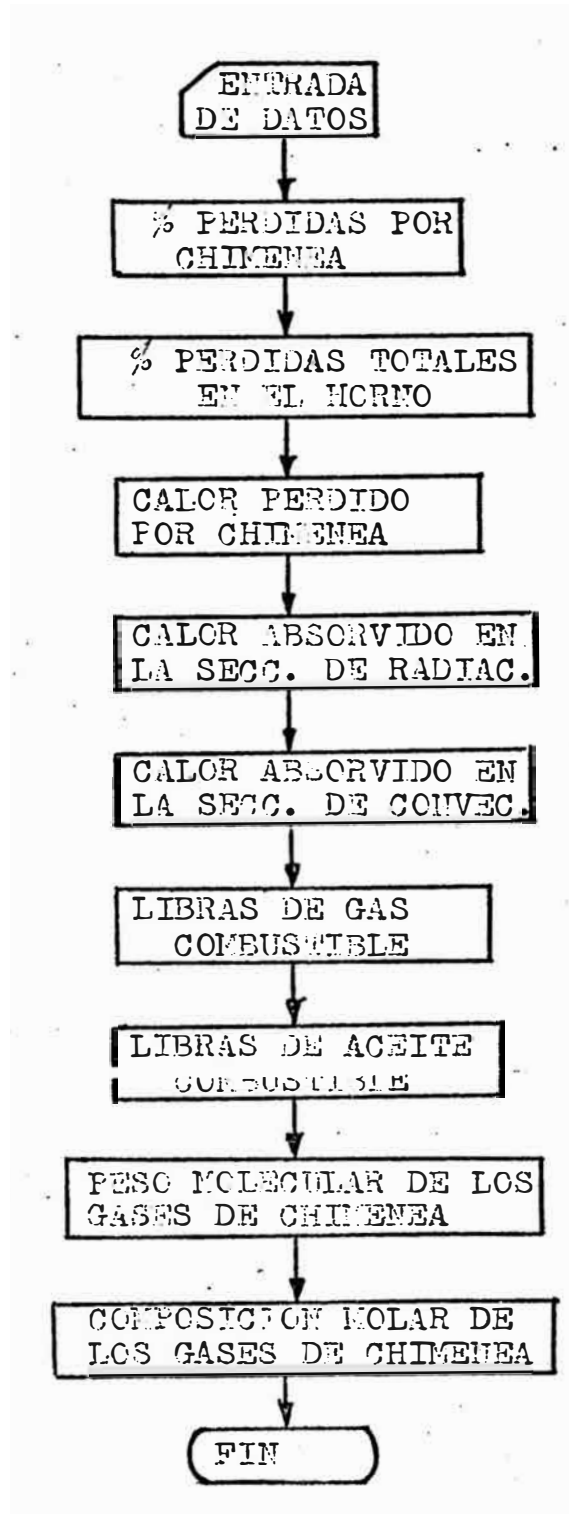
Lenguaje Fortran IV

Descripción La finalidad del programa es el cálculo de:

- Libras de gas a utilizarse
- Libras de aceite a utilizarse
- Pérdida de calor por chimenea
- Calor que absorbe en la sección de radiación BTU/hr
- Calor que se absorbe en la sección de convección BTU/hr
- Calor que se pierde por chimenea en BTU/hr
- Composición de los gases de chimenea.

Para estos cálculos se han utilizado expresiones de las secciones 3.7 y 3.8.

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUB-RUTINA "PERDI"



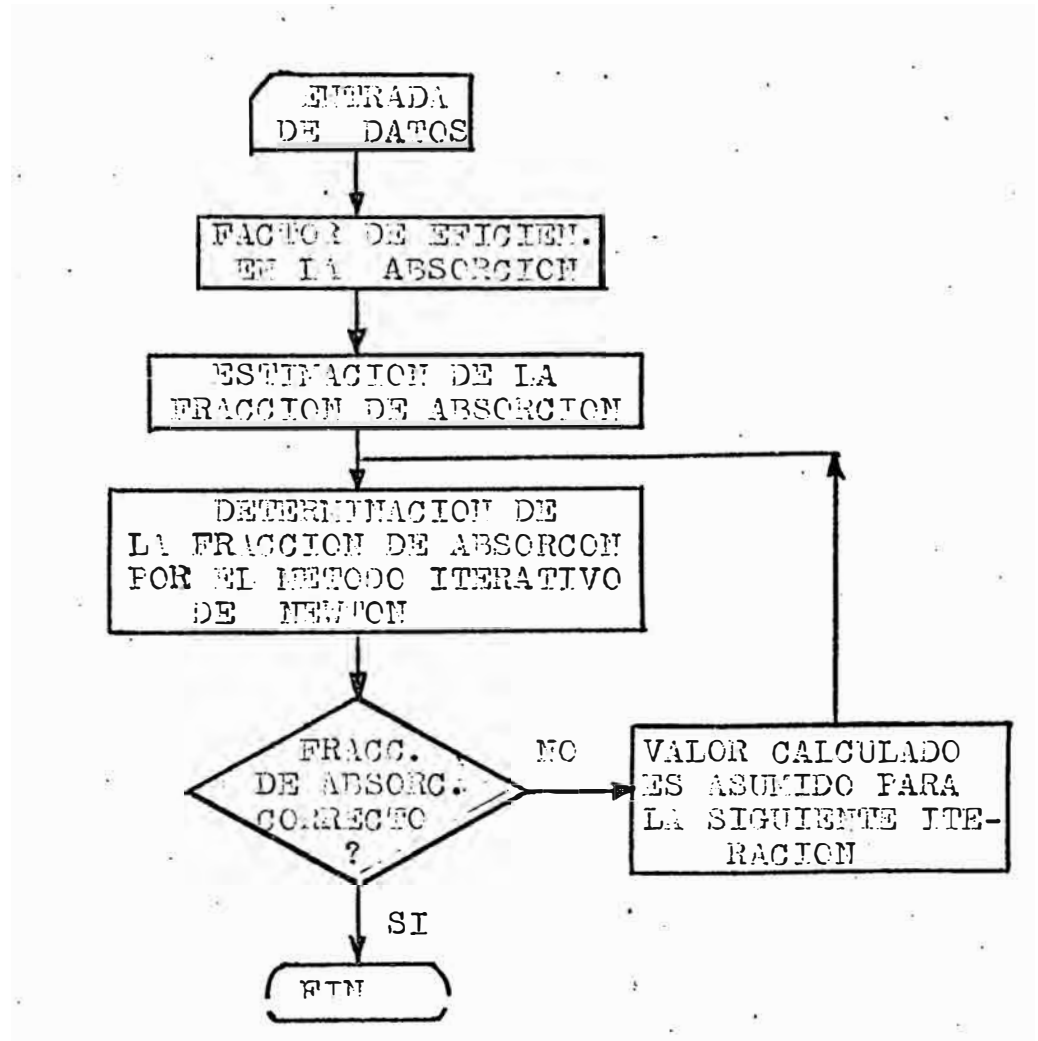
6.6 Fracción de calor absorbido en la sección de radiación
Sub-rutina "RADIA"

Computadora: IBM 360/30, Centro de computos de la
Universidad Nacional de Ingeniería

Lenguaje : Fortran IV

Descripción : La finalidad es el de poder determinar la fracción de calor que debe ser absorbido en la sección de radiación. Las ecuaciones utilizadas se hallan en la sección 3.6.1. Para hallar la respuesta correcta se ha utilizado el método iterativo de Newton.

DIABRAMA DE FLUJO DE LA SUB-ROUTINA "RADIA"



6.7 Coeficiente de transmisión de Calor en la Sección de Convección

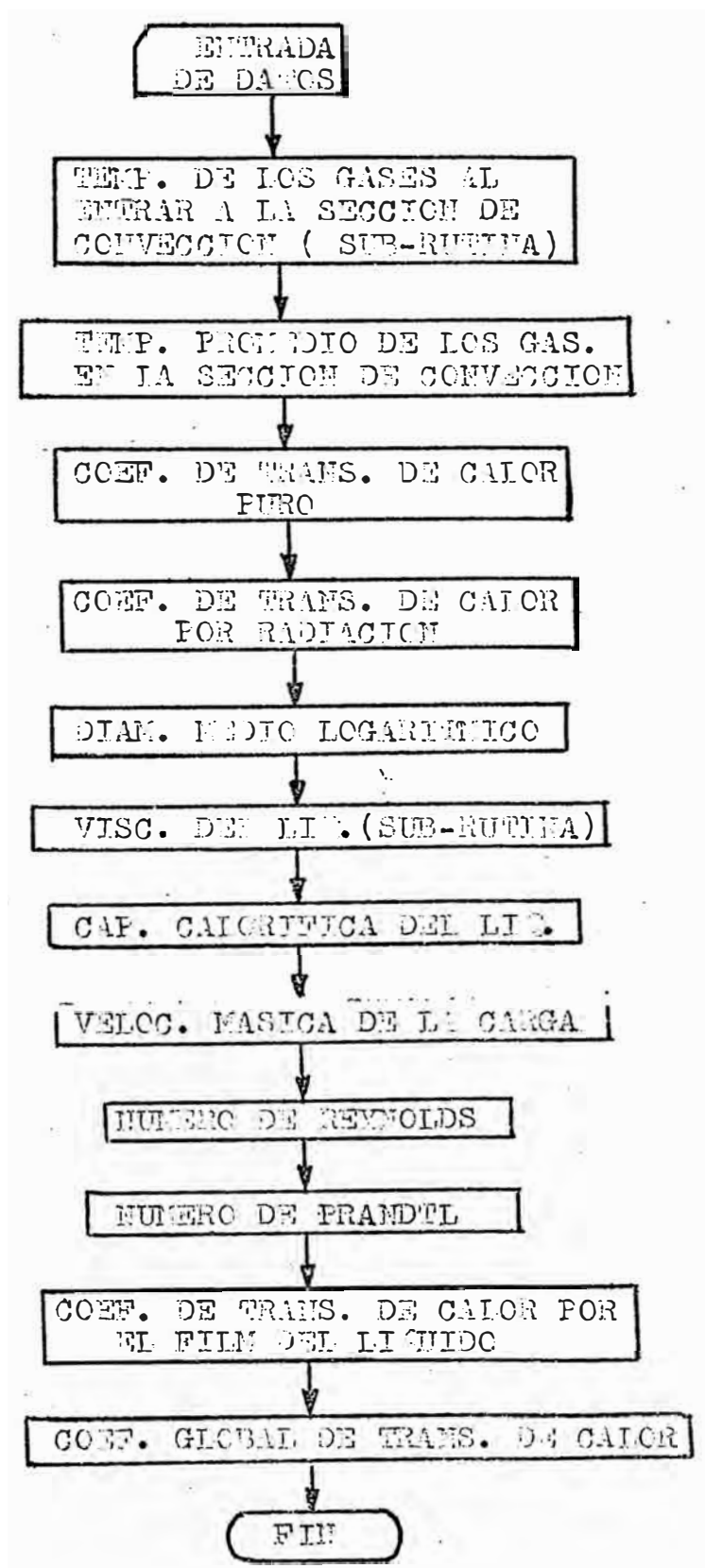
Sub-rutina "CONV"

Computadora IBM 360/30 . Centro de computos de la Universidad Nacional de Ingeniería

Lenguaje : Fortran IV

Descripción La finalidad es la de calcular el coeficiente de transmisión de calor en la sección de radiación utilizando las expresiones de la sección 3.6, 2 Esta sub-rutina utiliza a la vez la sub-rutina TGASCO la cual permite calcular la temperatura de los gases que entran a esta sección procedente de la sección de radiación, también utilizó la sub-rutina VISLI para determinar la viscosidad de la carga (22)

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUB-ROUTINA "CONV"



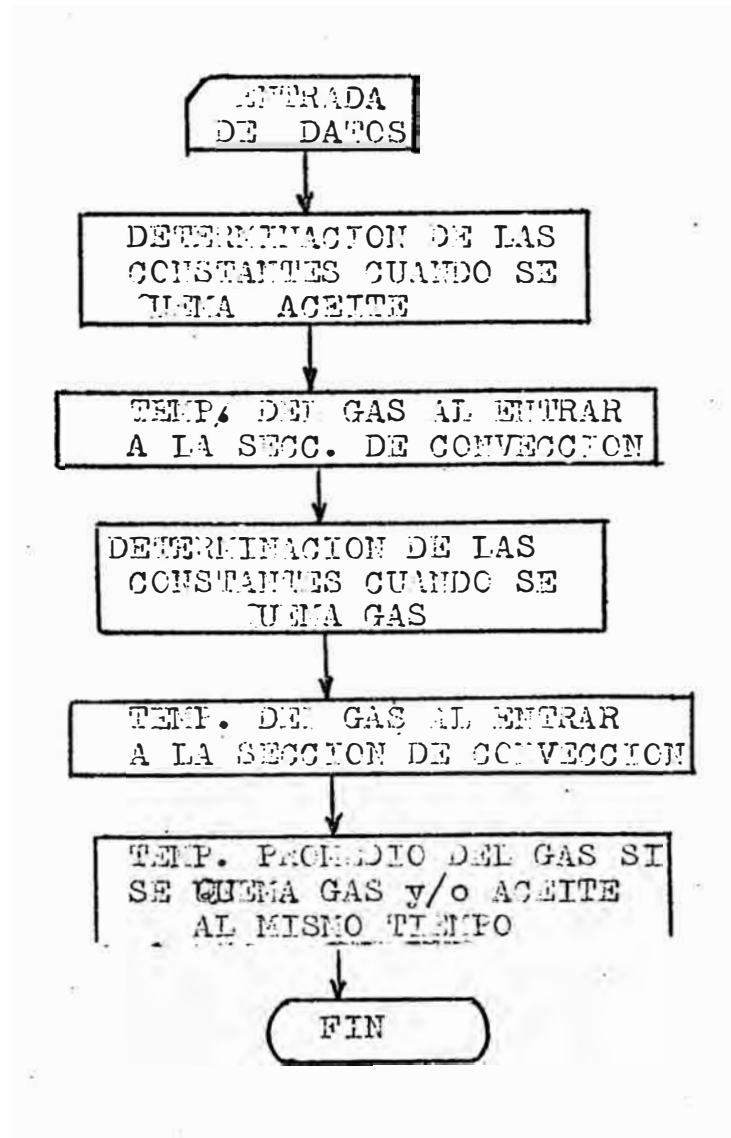
6.8 Cálculo de la temperatura a la que los gases entran a la sección de Convección
Sub-rutina "TCASCO"

**Computadora : IBM 360/30 Centro de computos
de la Universidad Nacional de
Ingeniería**

Lenguaje : Fortran IV

**Descripción La finalidad es el cálculo de la
temperatura a la que los gases entran a la sección
de convección. Esta se puede hallar mediante un ba-
lance de materia y energía pero, en este caso se hi-
zo en base a expresiones en función del porcentaje de
pérdidas de calor por chimenea y al exceso de aire.
Las expresiones se encuentran en la sección 3.5.**

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUB-RUTINA "TGASCO"



6.9 Temperatura del crudo al salir de la sección de convección

Sub-rutina "TEMCRU"

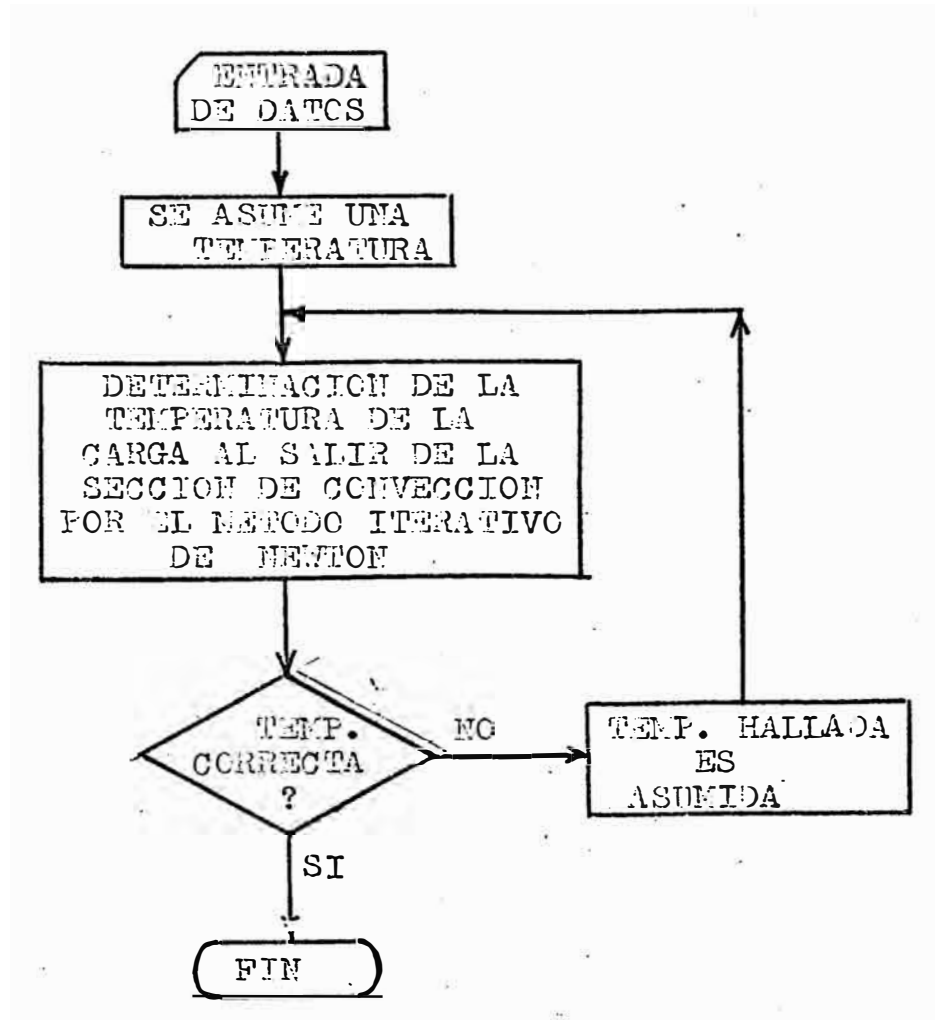
**Computadora : IFM 360/30, Centro de computos de
La Universidad Nacional de Ingeniería**

Lenguaje Fortran IV

**Descripción La finalidad es el de determinar la
temperatura del crudo al salir de la sección de convección
Esta información es requerida para el cálculo del coefi-
ciente de transmisión de calor en la sección de convección.**

**El método seguido es simple, ya que se hizo un balance
de energía y materia en la sección de convección. Las ex-
presiones utilizadas se encuentran en la sección 3.9**

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUB-RUTINA "TENCRU"



6.10 Determinación de la temperatura en un sistema cuando son fijados la presión, energía y composición del sistema

Sub-rutina "TEMPE"

Computadora : IBM 360/30 . Centro de computos de la Universidad Nacional de Ingeniería

Lenguaje : Fortran IV

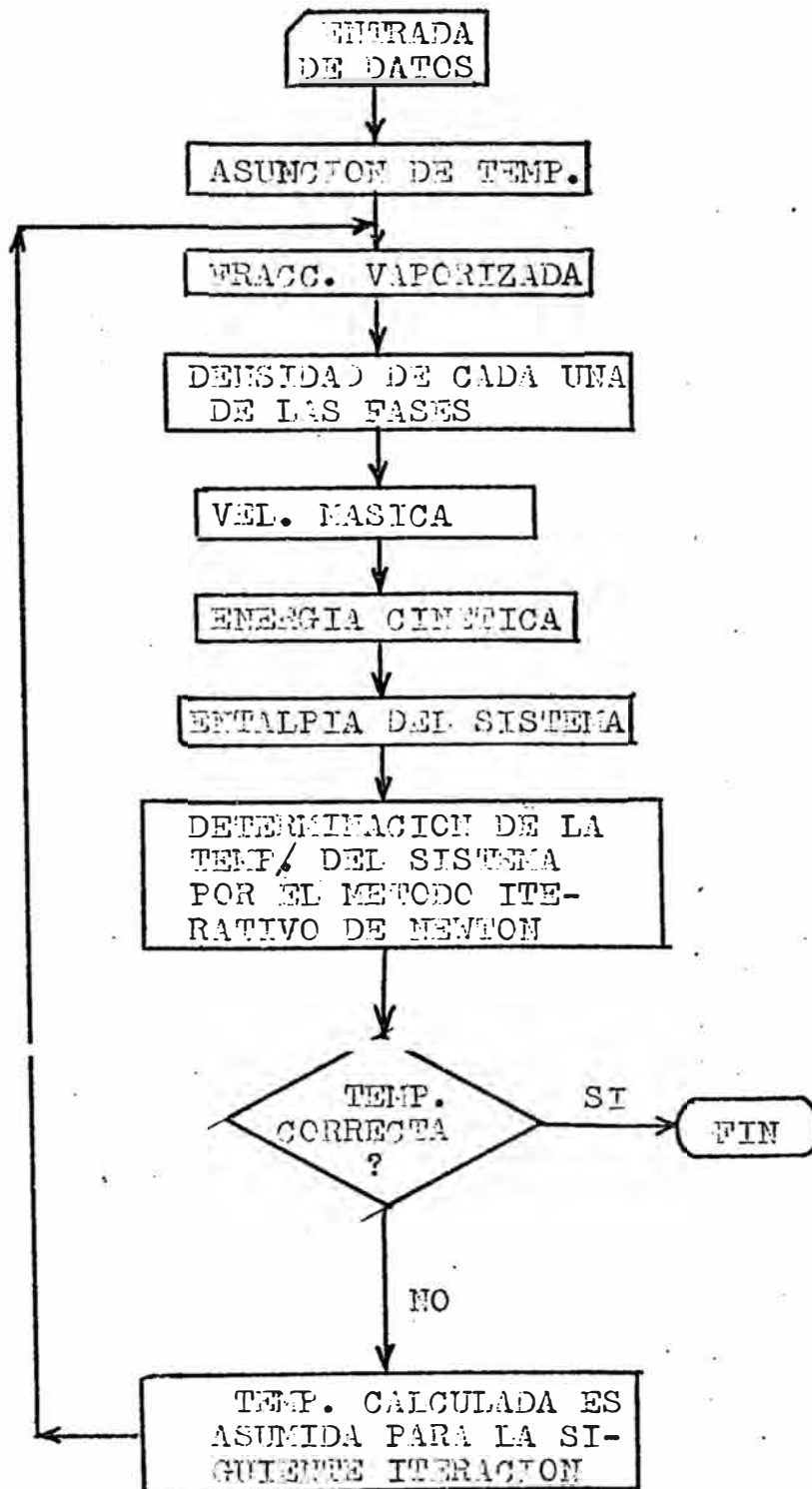
Descripción : Esta es una de las sub-rutinas esenciales del programa principal. Esta a la vez incluye las sub-rutinas:

- CONT : Cálculo de las constantes de equilibrio (22)**
- FVAP : Determinación de la fracción vaporizada (22)**
- DENSA : Densidad de ambas fases (vapor y/o líquido) (22)**

El programa inicialmente se pone una temperatura en base a la cual se determina la fracción vaporizada, densidad, energía cinética y entalpía del sistema.

Por el método iterativo de Newton se determinará una nueva temperatura del sistema con la cual nuevamente se determinarán la fracción vaporizada, densidad, energía cinética y entalpía del sistema, los cuales serán más exactos, permitiéndonos hallar a la vez temperatura más exacta, repitiéndose este ciclo hasta que la diferencia entre dos temperaturas consecutivas sea menor a un porcentaje de error.

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUB-RUTINA "TEMP"



6.11 Cálculo de la pérdida de presión de líneas en la cual hay solo una fase

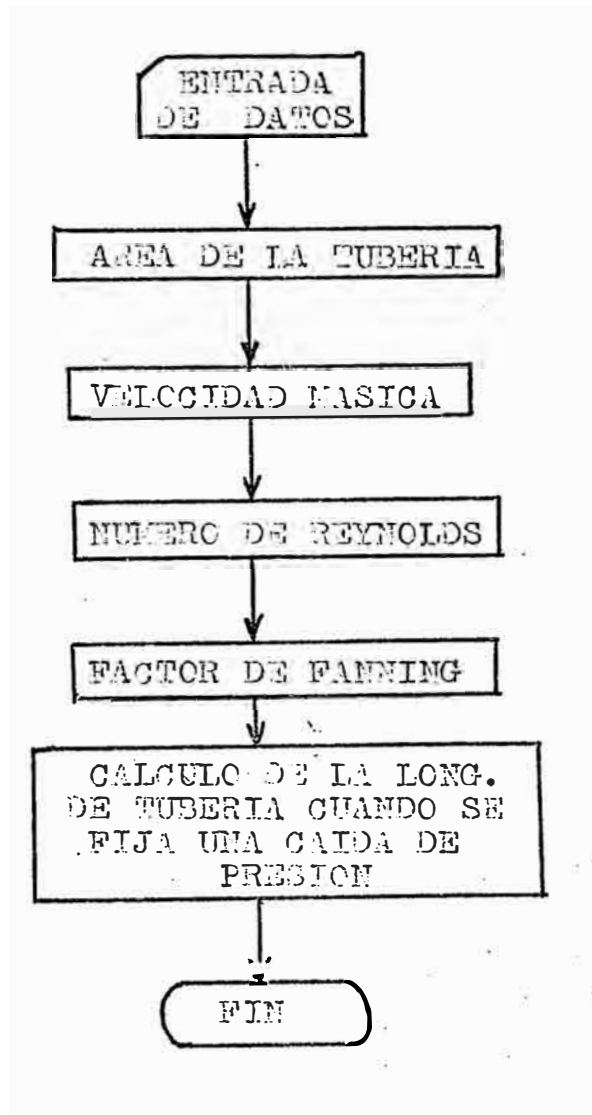
Sub-rutina "PRELIO"

Computadora: IBM 360/30 centro de computos de la Universidad Nacional de Ingenie

Lenguaje Fortran IV

Descripción: El programa calcula la longitud de la línea en la cual se produciría una caída de presión que es fijada.

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUB-ROUTINA "PRELIS"



6.12 Pérdidas de presión en líneas horizontales donde están presentes fases líquida y vapor (Método De Duckler)

Sub-rutina "DUCKLER"

Computadora

IBM 360/30, Centro de Computos de la Universidad Nacional de Ingeniería

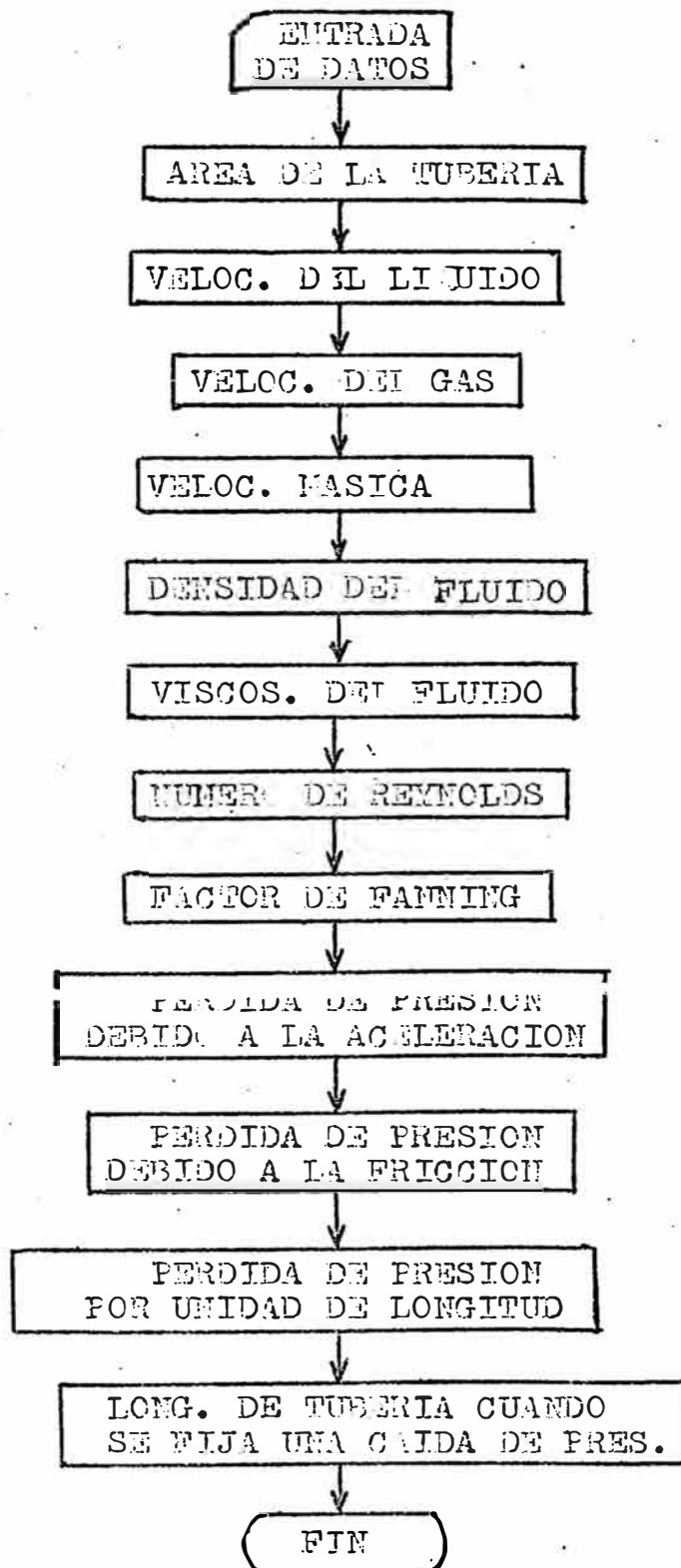
Lenguaje

Fortran IV

Descripción

El programa calcula la pérdida de presión por unidad de longitud, además determina la longitud de la tubería en la cual se produciría una pérdida de presión fijada cuando el sistema está constituido por fases líquida y vapor. Las expresiones utilizadas se encuentran en la sección 3.17.1.

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUB-RUTINA "DUCKLER"



6.13 Determinación del tipo de régimen en de flujos en líneas verticales con doble fase (Vapor-Líquido) por el método de Orkiszewki

Subrutina "VERTEC"

Computadora IBM 360/30, Centro de computadores de la Universidad Nacional de Ingeniería

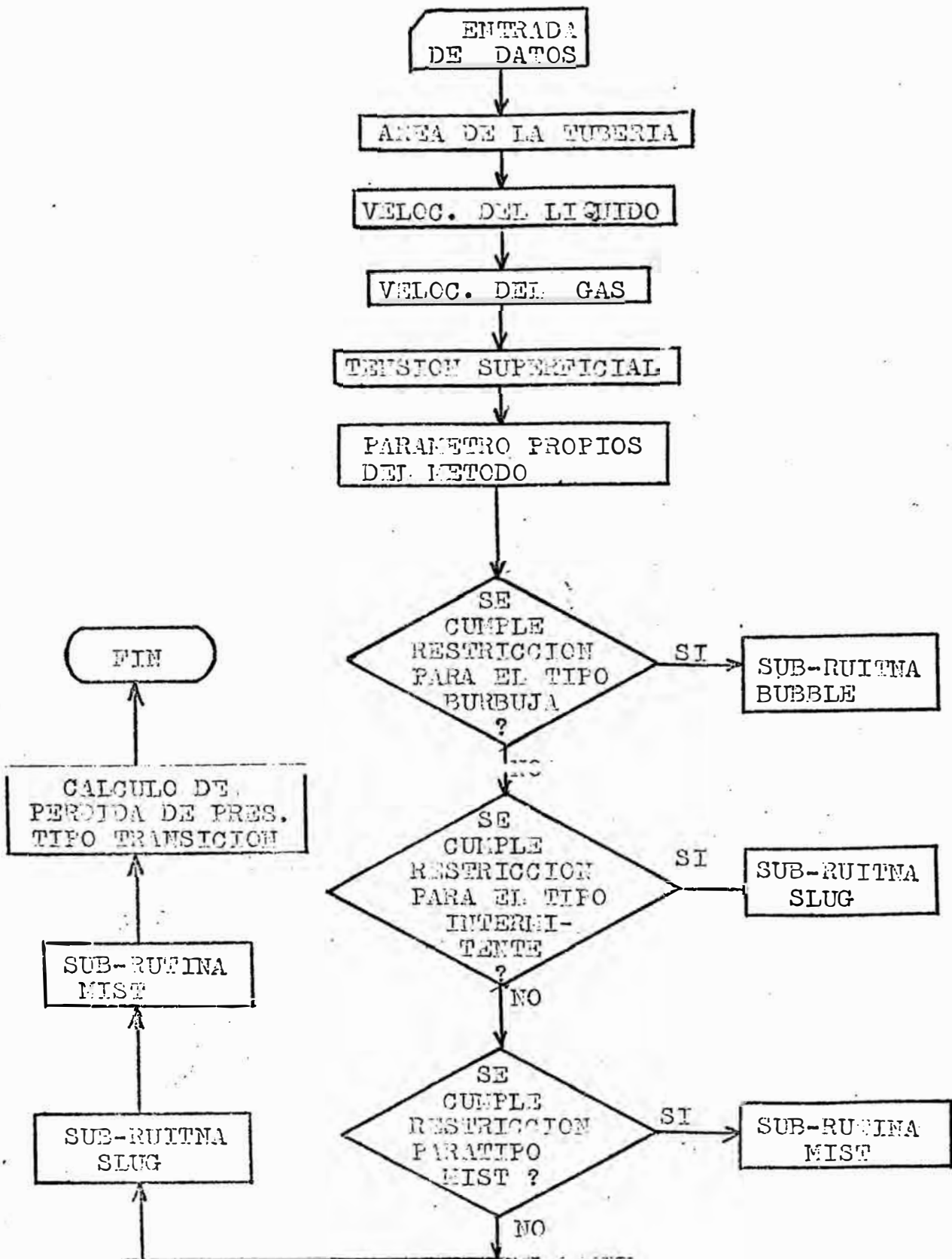
Lenguaje : Fortran IV

Descripción La finalidad es de poder determinar al tipo de régimen que corresponde un flujo cuando se dan las condiciones del sistema. Los tipos de regímenes pueden ser :

- Burbuja
- Intermitente
- Transicional
- Niebla

Se han utilizado las expresiones del (3-73) al (3-76).

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUB-RUTINA "VERTIC"



6.13.1 **Pérdidas de Presión en líneas con regimen del flujo tipo burbuja**

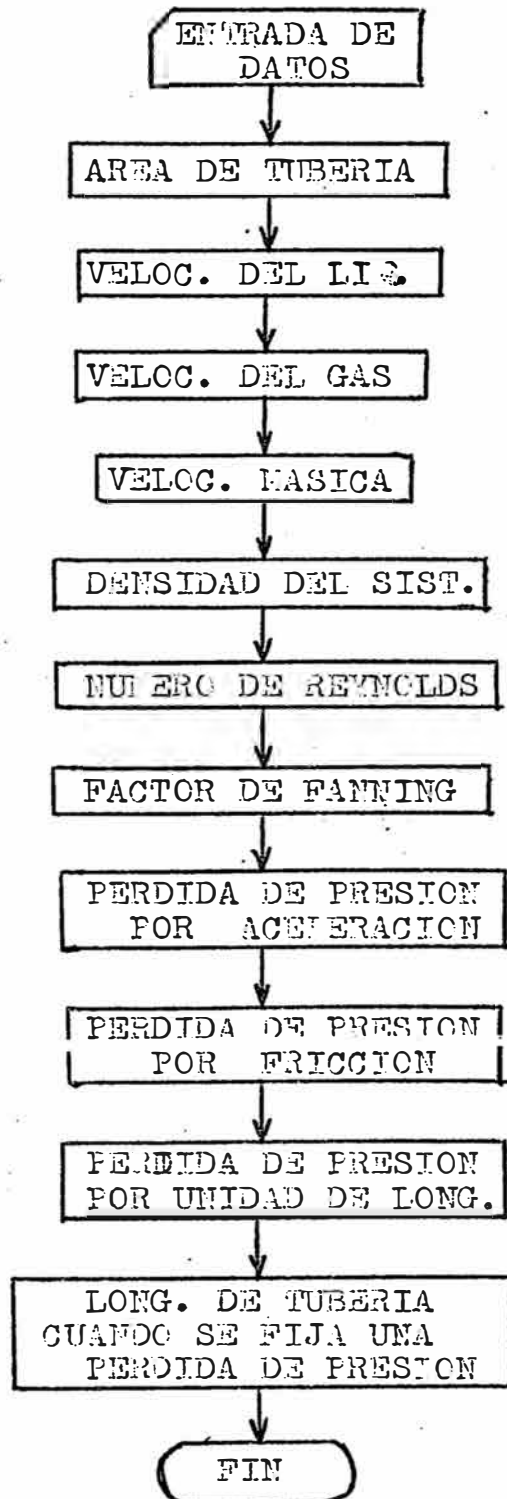
Sub-rutina "BUFFLE"

Computadora: IBM 360/30 -Centro de computos de la Universidad Nacional de Ingeniería

Lenguaje Fortran IV

Descripción: La finalidad es el de determinar la caída de presión por unidad de longitud y también calcular la longitud de línea cuando es fija una caída de presión. Las expresiones utilizadas se encuentran en la sección 3.17.2.1.

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUB-RUTINA "BUBBLE"



6.13.2 **Pérdida de presión de líneas con régimen de flujo**
Tipo intermitente

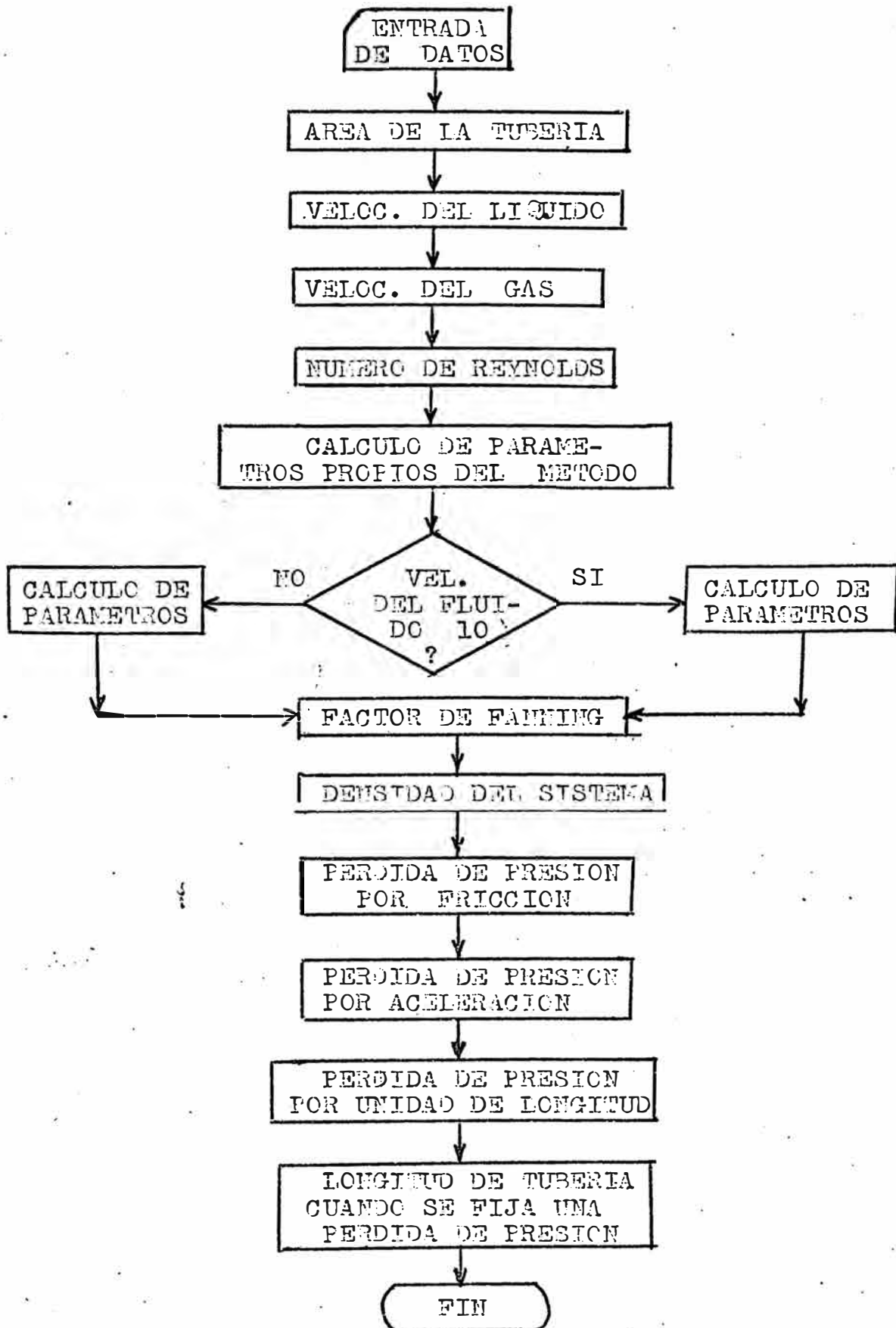
Sub-rutina "SLUG"

Computadora **IBM 360/30. Centro de com-
putos de la Universidad Na-
cional de Ingeniería**

Lenguaje **Fortran IV**

Descripción **La finalidad de la sub-rutina
es el de determinar la caída de expresión en el sis-
tema de doble fase líquido-vapor, cuando ésta es
de régimen intermitente, también determina la
longitud de tubería cuando se fija una pérdida de
presión. Las expresiones se hallan en la sección
3.17.2.2**

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUB-ROUTINA "SLUG"



6.13.3 **Cálculo de la pérdida de presión en regímenes de flujo tipo niebla**

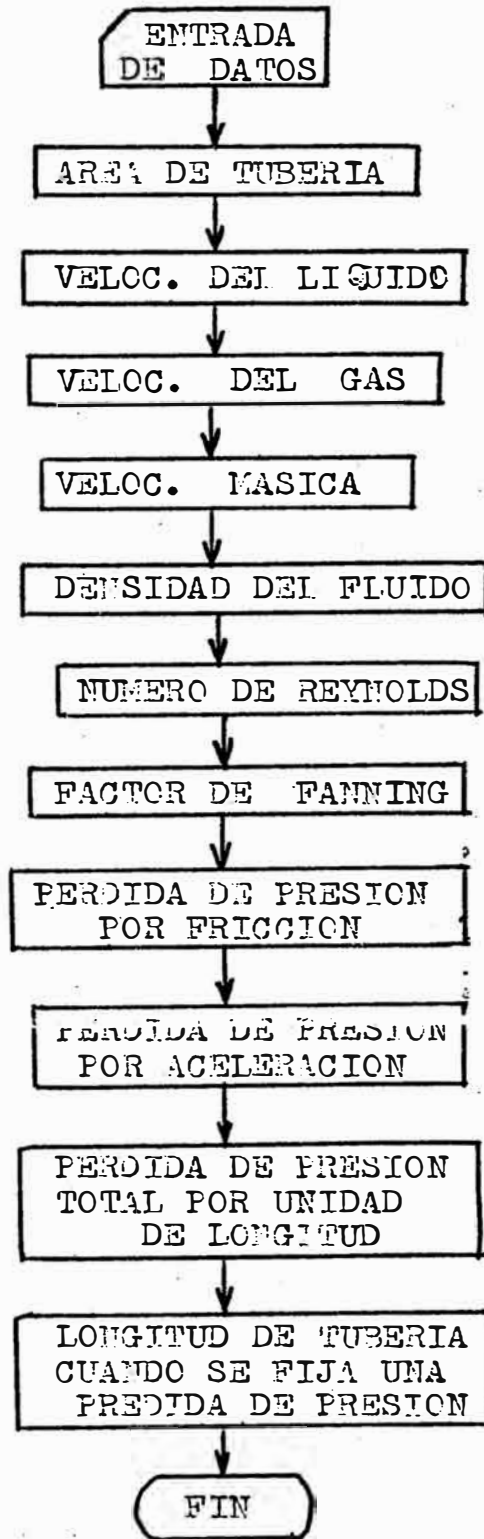
Sub-rutina "MIST"

Computadora IBM 360/30. Centro De com-
putos de la Universidad Nacional de Ingeniería

Lenguaje : Fortran IV

Descripción La finalidad del programa, es
el de poder determinar la caída de presión, por
unidad de longitud en líneas verticales; donde el
sistema contenga flujos con régimen tipo niebla.
Además calcula la longitud de tubería cuando se
fija una caída de presión. Las expresiones se
encuentran en la sección 3.17.2.4.

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUB-RUTINA "MIST"



6.14 Cálculo de la superficie y longitud total del serpentín en ambas secciones

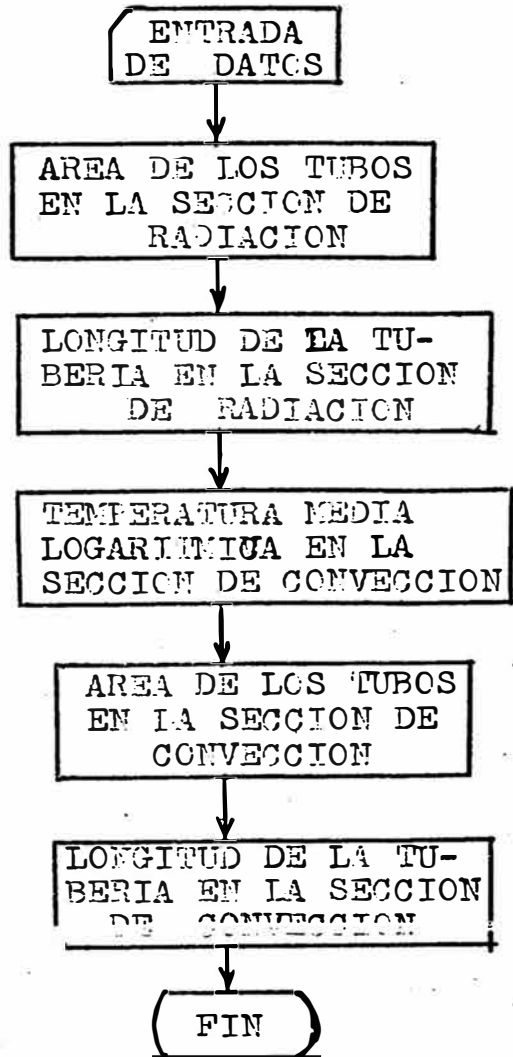
Sub-rutina "TUROS"

Computadora IBM 360/30. Centro de Computos de la Universidad Nacional de Ingeniería

Lenguaje Fortran IV

Descripción La finalidad es la de determinar la superficie y longitud del serpentín en las secciones de convección y radiación. Para lo cual se han utilizado las expresiones de la sección 3.10

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUB-RUTINA "TUBOS"



6.15 Determinación del número de tubos, longitud equivalente en las secciones de radiación y convección

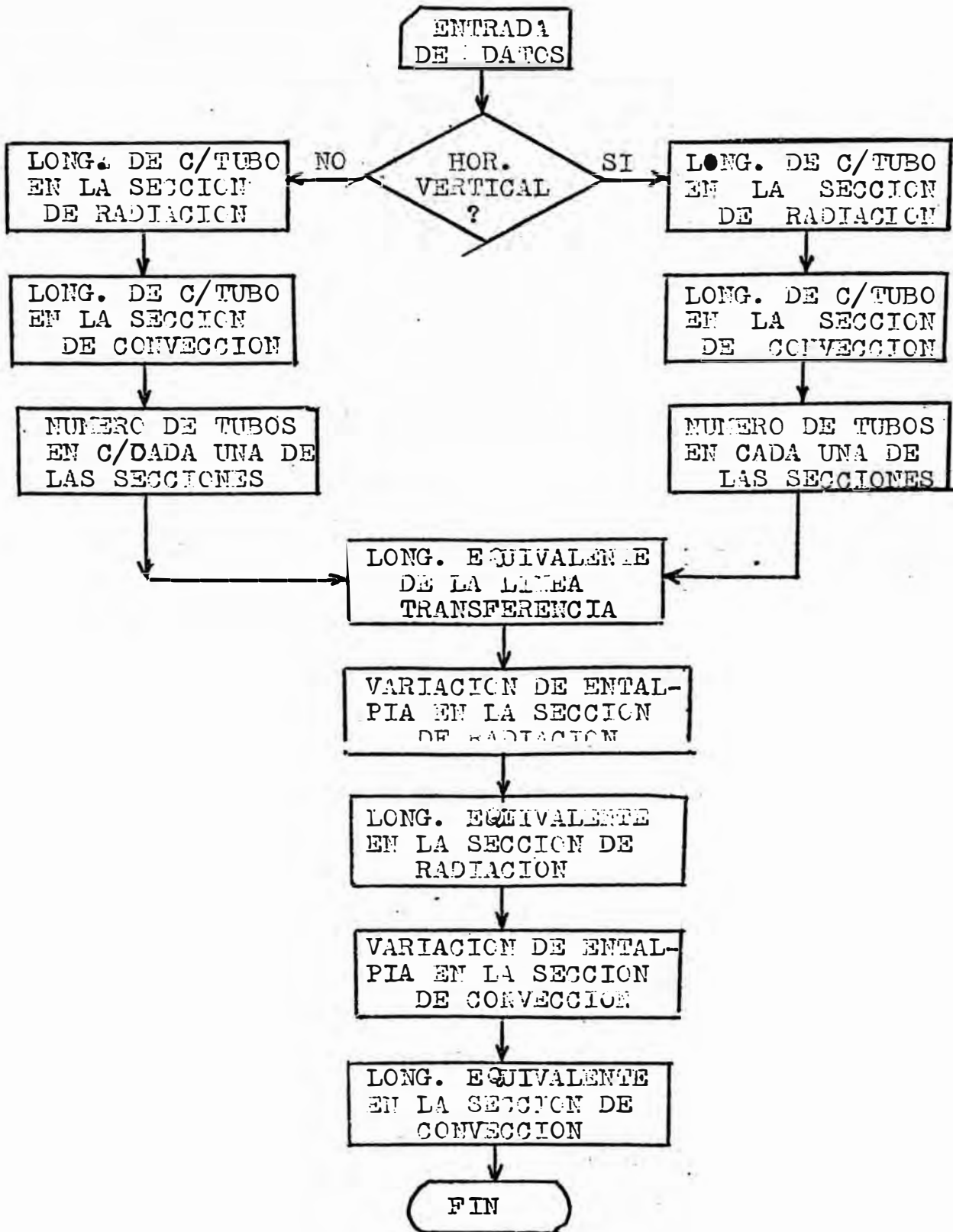
Sub-rutina "EQUIV"

Computadora : IBM 360/30. Centro de Computos de la Universidad Nacional de Ingeniería

Lenguaje Fortran IV

Descripción La finalidad es la de determinar la longitud de cada uno de los tubos, número de tubos, longitud equivalente del serpentín, y la variación de la entalpía por unidad de longitud en las secciones de radiación y convección. Para tales cálculos se han utilizado expresiones de las secciones 3.11 y 3.12.

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUB-RUTINA "EQUIV"



6.16 Determinación de la altura mínima de la chimenea

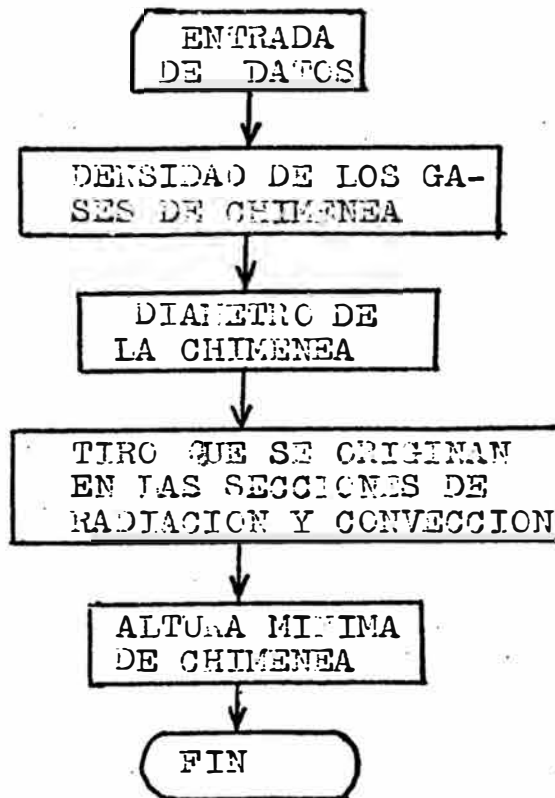
Sub-rutina "CHIMEN"

Computadora : IBM 360/30. Centro de Computos de la Universidad Nacional de Ingeniería

Lenguaje : Fortran IV

Descripción : La finalidad del programa es el cálculo de la altura de chimenea mínima requerida, determinándose también el diámetro y densidad de los gases que salen por la chimenea. Se han utilizado las expresiones de la sección 3.20.

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUB-RUTINA "CHIMEN"



6.17 Dimensiones del horno

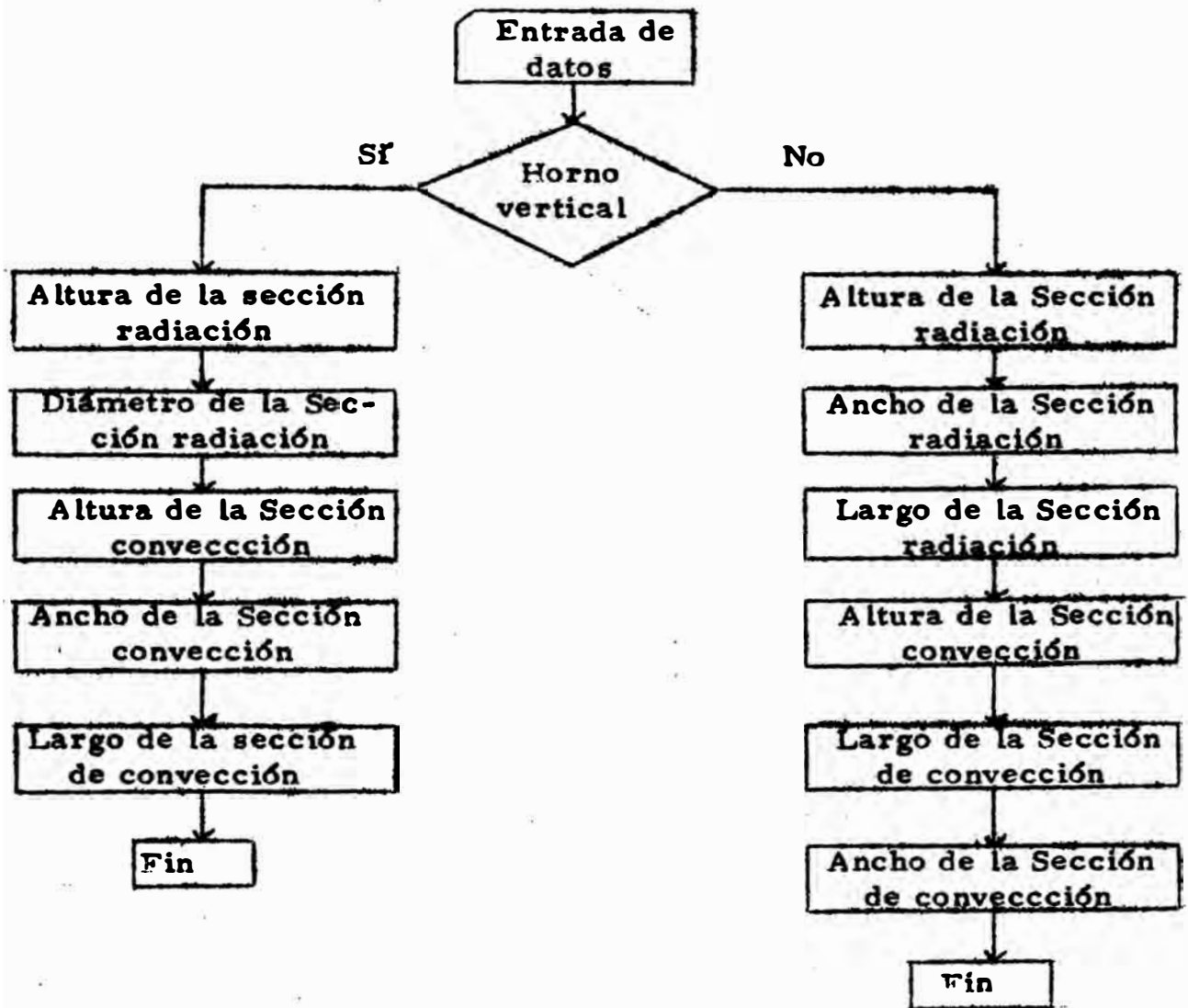
Sub-rutina "DIMEN"

Computadora : IBM 360/30, Centro de com-
 putos de la Universidad Na -
 cional de Ingeniería

Lenguaje : Fortran IV

Descripción El programa permite calcular
las dimensiones del horno, tanto de las secciones
de radiación y convección, ya sea horno cilíndrico
vertical o de cabina.

Diagrama de flujo de la Sub-rutina "DIMEN"



6.18 Cálculo de la temperatura de los tubos . -

Sub-rutina "TTEMU"

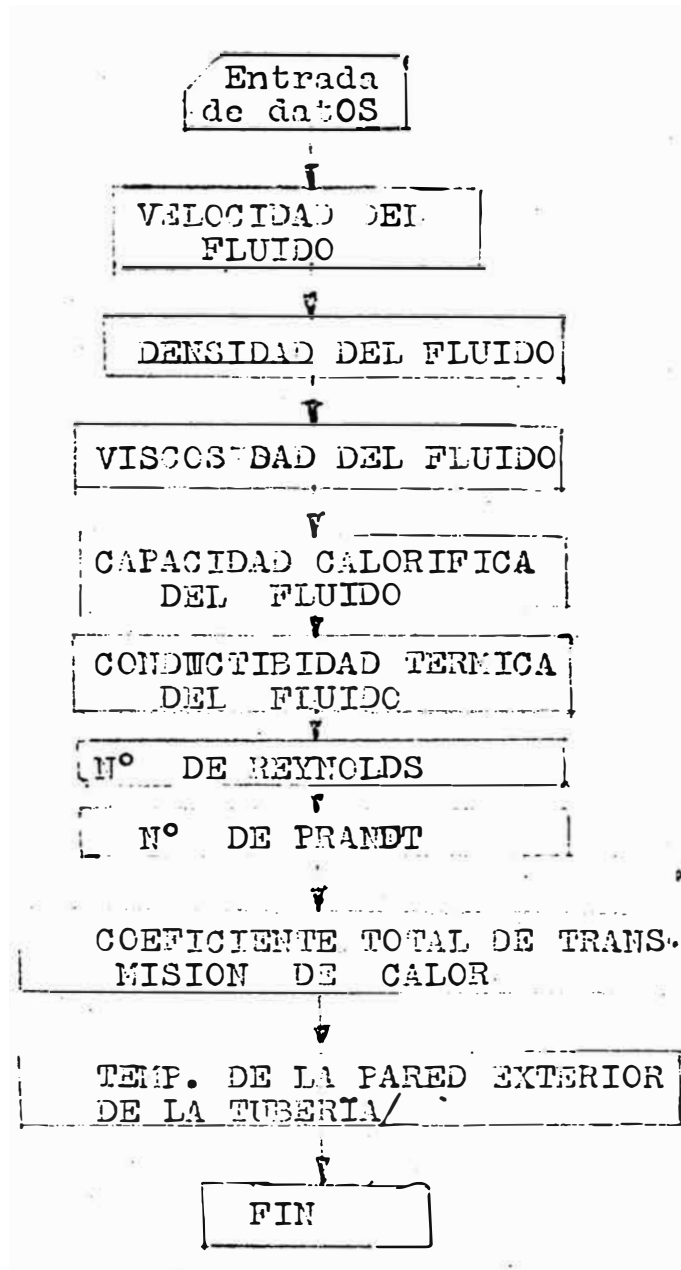
Computadora IBM 360/30 centro de computos de
la Universidad Nacional de Ingenie
ría

Lenguaje Fortran IV

Descripción El subprograma permite calcular el
coeficiente de transmisión de calor entre la pared exterior
de la tubería y la temperatura de fluido en una o doble fase.
Además el programa calcula las siguientes propiedades.

- Capacidad calorífica de la fase líquida
- Capacidad calorífica de la fase vapor
- Conductividad térmica de la fase líquida
- Conductividad térmica de la fase vapor

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUB-RUTINA "TTEMPU"



6.19: Cálculo del costo del horno por el método de Guthrie

<u>Computadora</u>	IBM 360/30 centro de computadores de la Universidad Nacional de Ingeniería
<u>Lenguaje</u>	Fortran IV
<u>Descripción</u>	Este es un programa que permite estimar los costos del horno que son corregidos mediante factor de índice de costos, material de los tubos y por la presión del sistema. Los costos estimados están en dólares y corresponden a los siguientes items:

Costo base del equipo

Costos directos

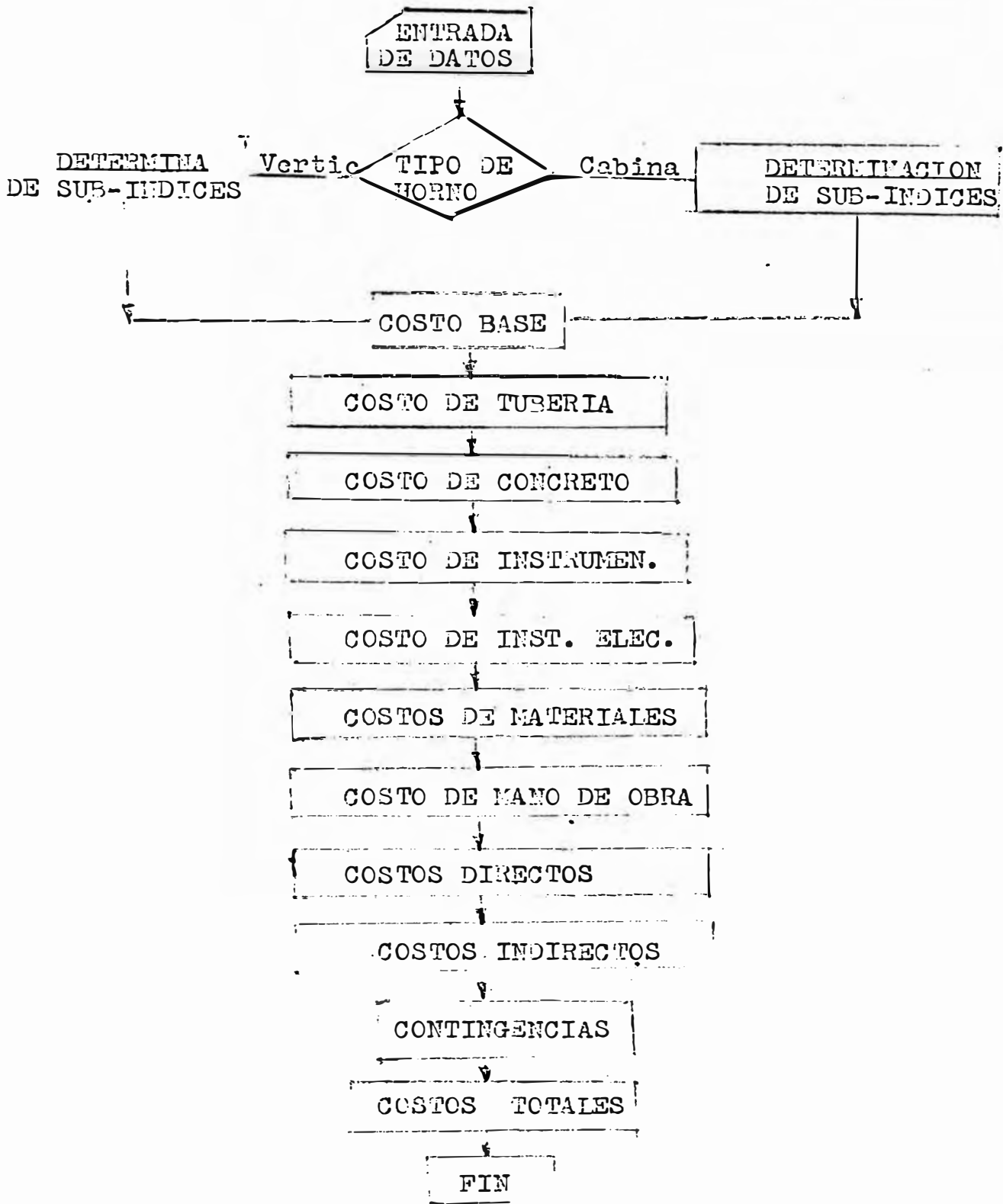
- Materiales (Tubería, concreto, instrumentación, instalaciones eléctricas)
- Mano de obra

Costos indirectos

Contingencias

Costos totales

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUBROUTINA "COSTOS"



VII. UTILIZACION DEL PROGRAMA

7.1 Datos necesarios. -

La utilización del programa se ha hecho lo más sencillo posible, de modo que una persona con mínimos conocimientos en programación pueda hacer uso de él. La secuencia de las tarjetas de datos es el siguiente:

1. Se precisarán condiciones iniciales y finales del sistema como son: temperatura presión, volumen de carga vaporizada, carga por unidad de tiempo y fracción de calor que será proporcionada por el gas combustible.
2. Gravedad API y factor de caracterización de la carga (crudo)
3. Viscosidad de la carga a dos temperaturas diferentes
4. Rugosidad absoluta de la tubería, longitud equivalente del retorno en diámetros de la tubería, densidad de calor promedio en la sección de radiación, longitud de la línea de transferencia (del horno a la columna de fraccionamiento) y caída de presión que ha de fijarse para cada una de las pequeñas zonas de cálculo dependiendo ello de la precisión que se quiera obtener en los cálculos.
5. Número de elementos constituyentes de la carga, así como de los componentes puros.

6. **Parámetros de cada uno de los componentes puros de la carga. Para mayor información consultar con el trabajo precedente (20)**
7. **Temperatura normal de ebullición de cada una de las fracciones que a la vez se han dividido en cuatro subfracciones correspondientes a su volumen medio (20)**
8. **Gravedad específica 60°F/60 y porcentaje para cada uno de las fracciones de petróleo (20)**
9. **Identificación de cada uno de los elementos de la mezcla (20)**
10. **Características de los componentes que constituyen el gas combustible. Capacidad calorífica, calor de combustión, moles de oxígeno que requeriría una combustión completa, anhídrido carbónico y agua que se producen en una combustión completa y fracción molar, peso molecular de cada uno de ellos.**
11. **Temperatura a la que se quema el gas, temperatura del aire, chimenea, exceso de aire, porcentaje de humedad del medio ambiente, presión de vapor del agua y capacidad calorífica de los gases que salen por la chimenea.**
12. **Características del líquido combustible; gravedad API, factor de caracterización UOP, composición (% de humedad, azufre, carbono y cenizas) y temperatura a la que se quema el aceite.**

13. Conductividad térmica de la pared de los tubos, coque y aceite y espesor del coque que normalmente se forma en el interior de los tubos.
14. Índice de costos tomando como base ~~mediados~~ del año 1968.

Para mayor claridad se muestra en un cuadro los formatos en el ingreso de datos.

Variable	Unid.	Form.	Column.	Observac.
Presión al ingresar al horno	Psia	F8.1	1-8	Primera tarjeta
Presión al salir de la línea de transferencia	Psia	F8.1	9-16	
Temp. al ingresar al horno	°R	F8.1	17-24	
Temp. al salir de la línea de transferencia	°R	F8.1	25-32	
Fracción en volumen al ingresar al horno	Fracc.	F5.3	33-37	
Fracción en volumen al salir de la línea de transf.	Fracc.	F5.3	38-42	
Fracción de calor proporcionado por el gas comb.	Fracc.	F5.3	43-47	
Masa de la carga	lb-m/seg	F12.2	48-59	
Masa de la carga	lb-m/hr	F12.2	60-71	
Gravedad API de carga	°API	F10.2	1-10	Segunda tarjeta
Fac. de carac. UOP	---	F10.2	11-20	
Temp. a la que se determina la visc. de carga (T1)	°R	F10.4	1-10	Tercera tarjeta
Temp. a la que se determina la visc. de carga (T2)	°R	F10.4	11-20	
Visc. de la carga a T1	cp.	F10.4	21-30	
Visc. de la carga a T2	cp	F10.4	31-40	

Variable	Unidades	Form.	Colum.	Observ.
Rugosidad absoluta del interior de la tubería	---	F8.5	1-8	Cuarta tarjeta
Long. equivalente en diám. de un retorno	---	F5.1	9-13	
Densidad promedio de calor que se absorbe en la sec. radiación	$\frac{\text{BTU}}{\text{hr. pie}^2}$	F.10.1	14-23	
Caída de presión por zona de cálculo en línea de transferencia	Psi	F5.1	24-28	
Caída de presión por zona de cálculo en sección de radiación	Psi	F5.1	29-33	
Caída de presión por zona de cálculo en sección de convección	Psi	F5.1	34-38	
Número total de elem.	---	14	1-4	Quinta tarjeta
Número de comp. puros	---	14	5-8	
Pres. de vapor a 25°C (1)	Psia	F10.4	1-10	Una tarjeta por cada compuesto puro
Parám. de solubilidad a 25°C	$\frac{\text{Cal}}{\text{ml}}$ 1/2	F6.2	11-16	
Const. para determinar entalpía (2) "A"	---	E12.5	17-28	
Const. para determinar entalpía (2) "B"	---	E12.5	29-40	
Const. para determinar entalpía (2) "C"	---	E12.5	41-52	
Const. para determinar entalpía (2) "D"	---	E12.5	53-64	
Factor acéntrico	---	F7.4	65-71	
Vol. que ocupa en la mezcla	cc.	F8.4	72-79	

(1) Datos que no son imprescindibles pues sólo sirven de referencia y no intervienen en los cálculos

(2) Las constantes son para determinar la entalpía del compuesto como un gas ideal (presión cero) y debe de tener la forma

$$H = A + Bt + Ct^2 + Dt^3 \quad H : \text{BTU/Mol.} \quad t : ^\circ\text{F}$$

Variable	Unida	Form.	Colum.	Observac.
Temp. normal de ebullición	° F	F7.2	1-7	Una tarjeta por cada compuesto puro
Gravedad específica	60° F	F8.5	8-15	
Gravedad API (1)	° API	F6.2	16-21	
Fac. de caracterización UOP	----	F6.2	22-27	
Densidad a 25°C (1)	gm/ml	F8.5	28-35	
Peso molecular	lb/mol	F6.2	36-41	
Vol. molar a 25°C	ml/mol	F7.2	42-48	
Presión crítica	Psia	F8.2	49-56	
Temperatura crítica	° R	F8.2	57-64	
Temperatura media normal de la 1a. sub-fracción	° F	F10.2	1-10	Una tarjeta por cada fracción. Si la mezcla no contiene fracciones este grupo de tarjetas se omité
Temperatura media normal de la 2a. sub-fracción	° F	F10.2	11-20	
Temperatura media normal de la 3a. sub-fracción	° F	F10.2	21-30	
Temperatura media normal de la 4a. sub-fracción	° F	F10.2	31-40	
Gravedad específica	60° F/60	F8.5	1-8	Una tarjeta por fracción
Volumen que ocupa la fracción en la mezcla	%	F10.5	9-18	

(1) Datos que no son imprescindibles, pues solo sirven de referencia no interviniendo en los cálculos.

Variables	Unidad	Form.	Colm.	Observ.
Capacidad calorífica de cada uno de los componentes del gas combustible en función de la temperatura cuyas constantes son:				
"A"	BTU/mol	E12.4	1-12	Una tarjeta por cada componente. Deben ser 8 de ser menor número se completaran con tarjetas en blanco.
"B"	BTU/molR	E12.4	13-24	
"C"	BTU/molR ²	E12.5	25-36	
"D"	BTU/molR ³	E12.5	37-48	
Calor de combustión	BTU/mol	F8.0	49-56	
Fracción molar	Fracción	F7.4	57-63	
Moles de O ₂ requeridos para un combustión completa	Moles	F4.1	64-67	
Moles de CO ₂ que se producen en combustión completa	Moles	F4.1	68-71	
Moles de H ₂ O que se producen en la combustión	Moles	F4.1	72-75	
peso molecular	lb-m/mol	F6.2	76-80	
Temp. a la que se quemara el gas	°F	F6.1	1-6	Una tarjeta
Temp. de aire en el ambiente	°F	F6.2	7-12	
Temperatura de chim.	°F	F6.2	13-18	
Exceso de aire	Fracción	F6.3	19-24	
Humedad del aire	Fracción	F6.3	25-30	
Presión de vapor del agua	mm de Hg	F6.3	31-36	

Variables	Unidades	Form.	Colm.	Observac.
<p>Capacidad calorífica de los gases que salen por chimenea debiendo estar en el orden siguiente $C_2, N_2, H_2O, CO_2, SO_2$ cuyas constantes son:</p> <p>"A"</p> <p>"B"</p> <p>"C"</p>	<p>BTU/Mol</p> <p>BTU/Mol</p> <p>BTU/Mol</p>	<p>E14.4</p> <p>E14.4</p> <p>E14.4</p>	<p>15-28</p> <p>29-42</p> <p>43-56</p>	<p>Una tarjeta por compuesto</p>
<p>Gravedad API del comb. líq.</p> <p>Fac. de caracter. UOP</p> <p>Humedad más vapor de vaporización por lb. de combust.</p> <p>Azufre en el combustible</p> <p>Carbono en el combustible</p> <p>Cenizas en el combustible</p> <p>Temp. a la que se quema el aceite</p>	<p>° API</p> <p></p> <p>Fracc.</p> <p>Fracc.</p> <p>Fracc.</p> <p>Fracc.</p> <p>° F</p>	<p>F7.2</p> <p>F7.2</p> <p>F7.5</p> <p>F7.5-</p> <p>F7.5</p> <p>F7.5</p> <p>F6.2</p>	<p>1-7</p> <p>8-14</p> <p>15-21</p> <p>22-28</p> <p>29-35</p> <p>36-42</p> <p>43-49</p>	<p>Una tarjeta</p>
<p>Diámetro de tubería que se puede utilizar en el serpentín</p> <p>Diámetro interior</p> <p>Diámetro exterior</p> <p>Diámetro nominal</p>	<p>Pies</p> <p>Pies</p> <p>Pies</p>	<p>F10.5</p> <p>F10.5</p> <p>F10.5</p>	<p>1-10</p> <p>11-20</p> <p>21-30</p>	<p>Una tarjeta por diámetro</p>
<p>Conductividad térmica de la pared del tubo</p> <p>Conductividad térmica del coque formado en el int. del tubo</p> <p>Conductividad térmica de la carga en sección de conv.</p> <p>Espesor del coque dentro del tubo</p>	<p>$\frac{BTU}{hr. pie R}$</p> <p>$\frac{BTU}{hr. pie R}$</p> <p>$\frac{BTU}{hr. pie R}$</p> <p>pies</p>	<p>F11.3</p> <p>F11.3</p> <p>F11.3</p> <p>F13.5</p>	<p>1-11</p> <p>12-22</p> <p>23-33</p> <p>34-46</p>	<p>Una tarjeta</p>
<p>Indice de costos con base mediados de 1968</p>	<p>----</p>	<p>F10.4</p>	<p>1-10</p>	<p>Ultima tarjeta</p>

7.2 Utilización del Programa en un caso específico. -

El programa fue corrido utilizando datos obtenidos en la Refinería "La Pampilla" tanto para las condiciones del proceso como para los del crudo "Orito".

Primera tarjeta : Condiciones del proceso

VARIABLES	UNIDADES	EJEMPLO
Presión a la que entra al horno	Psia	150
Presión al salir de la línea de transferencia	Psia	30
Temperatura de la carga al entrar al horno	°R	487
Temperatura de la carga al salir de la línea de transferencia	°F	1150
Fracción en peso del vaporizado al entrar al horno	Fracc.	-
Fracción en peso del vaporizado al salir de la línea de transfer.	Fracc.	60
Fracción del calor proporcionado por el gas combustible	Fracc.	0.30
Masa total de la carga	lb-m/seg	3702.47
Masa total de la carga.	lb-m/hr	222148.63

Segunda tarjeta: Características de la carga

VARIABLE	UNIDADES	EJEMPLO
Gravedad API	°API	34.8
Factor de caracterización IOP	-----	12

150. 30. 478. 1150. .60 .30 3702.47 222146.63

1 2 3 4 5 6 7 8 9 10 11 12 13 14 15 16 17 18 19 20 21 22 23 24 25 26 27 28 29 30 31 32 33 34 35 36 37 38 39 40 41 42 43 44 45 46 47 48 49 50 51 52 53 54 55 56 57 58 59 60 61 62 63 64 65 66 67 68 69 70 71 72 73 74 75 76 77 78 79 80

Table with 80 columns and 10 rows of numerical data. The first row contains various numbers (0, 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9). Subsequent rows show repeating patterns of digits (1, 2, 3, 4, 5, 6, 7) across the columns.

34.8 12.

1 2 3 4 5 6 7 8 9 10 11 12 13 14 15 16 17 18 19 20 21 22 23 24 25 26 27 28 29 30 31 32 33 34 35 36 37 38 39 40 41 42 43 44 45 46 47 48 49 50 51 52 53 54 55 56 57 58 59 60 61 62 63 64 65 66 67 68 69 70 71 72 73 74 75 76 77 78 79 80

Table with 80 columns and 10 rows of numerical data, similar to the first table. It shows repeating patterns of digits (0, 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9) across the columns.

Tercera tarjeta : Viscosidad de la carga

VARIABLE	UNIDADES	EJEMPLO
Temp. (T1) a la que se determina la viscosidad	°R	537.69
Temp. (T2) a la que se determina la viscosidad	°R	922.69
Viscosidad a la temp. T1	cp.	6.703
Viscosidad a la temp. T2	cp.	0.320

Cuarta tarjeta: Condiciones que se fijan en el sistema

VARIABLE	UNIDADES	EJEMPLO
Rugosidad absoluta de la tubería	---	0.003
Long. equiv. de un retorno en diámetros de tubería	---	40
Densidad de calor en sección de radiación	BTU/hr pie ²	12500
Caída de presión para cada una de las zonas de cálculo en la línea de transferencia.	Psi	3
Caída de presión que se fija para cada una de las zonas de cálculo en la sección de radiación	Psi	5
Caída de presión que se fija para cada una de las zonas de cálculo en la sección de convección	Psi	1

537.69 522.69 6.703 0.320

Table header with columns numbered 1 to 80.

Main data table with 80 columns and multiple rows of repeating numbers (0, 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9).

IBM 5081

.003 40. 12500. 3. 5. 1.

Table header with columns numbered 1 to 80.

Main data table with 80 columns and multiple rows of repeating numbers (0, 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9).

IBM 5081

Quinta tarjeta : Número de componentes

VARIABLE	UNIDADES	EJEMPLO
Número total de elementos	----	19
Número de compuestos puros	----	5

15 25

1 2 3 4 5 6 7 8 9 10 11 12 13 14 15 16 17 18 19 20 21 22 23 24 25 26 27 28 29 30 31 32 33 34 35 36 37 38 39 40 41 42 43 44 45 46 47 48 49 50 51 52 53 54 55 56 57 58 59 60 61 62 63 64 65 66 67 68 69 70 71 72 73 74 75 76 77 78 79 80

0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000
1 2 3 4	5 6 7 8	9 10 11 12	13 14 15 16	17 18 19 20	21 22 23 24	25 26 27 28	29 30 31 32	33 34 35 36	37 38 39 40	41 42 43 44	45 46 47 48	49 50 51 52	53 54 55 56	57 58 59 60	61 62 63 64	65 66 67 68	69 70 71 72	73 74 75 76	77 78 79 80	
1111	1111	1111	1111	1111	1111	1111	1111	1111	1111	1111	1111	1111	1111	1111	1111	1111	1111	1111	1111	1111
2222	2222	2222	2222	2222	2222	2222	2222	2222	2222	2222	2222	2222	2222	2222	2222	2222	2222	2222	2222	2222
1 2 3 4	5 6 7 8	9 10 11 12	13 14 15 16	17 18 19 20	21 22 23 24	25 26 27 28	29 30 31 32	33 34 35 36	37 38 39 40	41 42 43 44	45 46 47 48	49 50 51 52	53 54 55 56	57 58 59 60	61 62 63 64	65 66 67 68	69 70 71 72	73 74 75 76	77 78 79 80	
3333	3333	3333	3333	3333	3333	3333	3333	3333	3333	3333	3333	3333	3333	3333	3333	3333	3333	3333	3333	3333
4444	4444	4444	4444	4444	4444	4444	4444	4444	4444	4444	4444	4444	4444	4444	4444	4444	4444	4444	4444	4444
1 2 3 4	5 6 7 8	9 10 11 12	13 14 15 16	17 18 19 20	21 22 23 24	25 26 27 28	29 30 31 32	33 34 35 36	37 38 39 40	41 42 43 44	45 46 47 48	49 50 51 52	53 54 55 56	57 58 59 60	61 62 63 64	65 66 67 68	69 70 71 72	73 74 75 76	77 78 79 80	
5555	5555	5555	5555	5555	5555	5555	5555	5555	5555	5555	5555	5555	5555	5555	5555	5555	5555	5555	5555	5555
6666	6666	6666	6666	6666	6666	6666	6666	6666	6666	6666	6666	6666	6666	6666	6666	6666	6666	6666	6666	6666
1 2 3 4	5 6 7 8	9 10 11 12	13 14 15 16	17 18 19 20	21 22 23 24	25 26 27 28	29 30 31 32	33 34 35 36	37 38 39 40	41 42 43 44	45 46 47 48	49 50 51 52	53 54 55 56	57 58 59 60	61 62 63 64	65 66 67 68	69 70 71 72	73 74 75 76	77 78 79 80	
7777	7777	7777	7777	7777	7777	7777	7777	7777	7777	7777	7777	7777	7777	7777	7777	7777	7777	7777	7777	7777
8888	8888	8888	8888	8888	8888	8888	8888	8888	8888	8888	8888	8888	8888	8888	8888	8888	8888	8888	8888	8888
1 2 3 4	5 6 7 8	9 10 11 12	13 14 15 16	17 18 19 20	21 22 23 24	25 26 27 28	29 30 31 32	33 34 35 36	37 38 39 40	41 42 43 44	45 46 47 48	49 50 51 52	53 54 55 56	57 58 59 60	61 62 63 64	65 66 67 68	69 70 71 72	73 74 75 76	77 78 79 80	
9999	9999	9999	9999	9999	9999	9999	9999	9999	9999	9999	9999	9999	9999	9999	9999	9999	9999	9999	9999	9999
1 2 3 4	5 6 7 8	9 10 11 12	13 14 15 16	17 18 19 20	21 22 23 24	25 26 27 28	29 30 31 32	33 34 35 36	37 38 39 40	41 42 43 44	45 46 47 48	49 50 51 52	53 54 55 56	57 58 59 60	61 62 63 64	65 66 67 68	69 70 71 72	73 74 75 76	77 78 79 80	

IBM 508

63ava. a la 70ava. tarjetas: Componentes del gas comb.

Se han considerado básicamente 8 componentes lo cual se considera suficiente como son; hidrógeno, metano, etano, propano, eteno, propeno, n-butano, e i-butano. Los datos se encuentran en la tabla. Tomamos como ejemplo el hidrógeno.

VARIABLE	UNIDADES	EJEMPLO
Capacidad calorífica de los componentes del gas combustible en función de la temperatura, cuyas constantes son:		
"A"	BTU/Mol	6.244
"B"	BTU/Mol. R	1.039×10^{-3}
"C"	BTU/Mol. R ²	-0.780×10^{-7}
"D"	BTU/Mol. R ³	0.0
Calor de combustión	BTU/Mol	57798
Composición	Fracción	0.30
Moles de O ₂ que se requiere en una combustión completa	Moles	0.50
Moles de CO ₂ que se producen en una combustión completa	Moles	0.00
Moles de H ₂ O que se forman en la combustión	Moles	1.00
Peso molecular del gas	Lb-m/mol	2.08

6.244 E 00 1.0390E-03-0.78000E-07 E 00 5779E. .30 .5 1. 2. 3.

Grid of numbers for data entry, including rows of 0s, 1s, 2s, 3s, 4s, 5s, 6s, 7s, 8s, and 9s.

7lava. tarjeta : Condiciones en el quemado del combustible

Table with 3 columns: VARIABLE, UNIDADES, EJEMPLO. Rows include: Temperatura a la que se quema el gas (90 °F), Temperatura del aire (60 °F), Temperatura de la chimenea (700 °F), Exceso del aire (Fracción 0.30), Humedad del aire (Fracción 0.80), Presión del vapor de agua en el aire (mm de Hg 29).

90. 60. 700. .30 .80 29.

1 2 3 4 5 6 7 8 9 10 11 12 13 14 15 16 17 18 19 20 21 22 23 24 25 26 27 28 29 30 31 32 33 34 35 36 37 38 39 40 41 42 43 44 45 46 47 48 49 50 51 52 53 54 55 56 57 58 59 60 61 62 63 64 65 66 67 68 69 70 71 72 73 74 75 76 77 78 79 80

Grid of numbers for data entry, including rows of 0s, 1s, 2s, 3s, 4s, 5s, 6s, 7s, 8s, and 9s.

RESULTADOS OBTENIDOS

1WA-PCFJ-123

PCFJ-123 1WA-PCFJ-123 1WA-PCFJ-123

1WA-PCFJ-123 1WA-PCFJ-123

1WA-PCFJ-123 1WA-PCFJ-123 1WA-PCFJ-123 1WA-PCFJ-123 1WA-PCFJ-123 1WA-PCFJ-123 1WA-PCFJ-123

DAIOS EXPERIMENTALES PARA CADA UNO DE LOS COMPONENTES
Y PSEUDOCOMPONENTES

COMPONENTE FRACCION	TEM. NORMAL DE EBULLICION F	GRAV. ESP. 60/60	VOLUMEN POR 100ML DE MUESTRA
METANO	-259.6	0.3000	0.0
ETANO	-127.4	0.3740	0.05
PROPANO	53.6	0.5080	0.22
I-BUTANO	11.0	0.5630	0.20
N-BUTANO	31.2	0.5840	0.85
65-175	116.4	0.6770	5.40
175-214	195.7	0.7290	3.85
214-250	231.8	0.7450	3.93
250-275	263.9	0.7560	3.15
275-335	305.6	0.7780	7.00
335-375	355.0	0.7950	4.18
375-420	401.1	0.8130	5.42
430-490	455.1	0.8280	5.53
490-530	505.3	0.8420	5.91
530-596	567.0	0.8520	8.07
650-715	624.3	0.8590	6.31
596-650	681.9	0.8790	6.43
715-770	741.2	0.8860	5.91
770 +	916.0	0.8930	27.20

DAIOS EXPERIMENTALES PARA CADA UNO DE LOS COMPONENTES
Y PSEUDOCOMPONENTES

COMPONENTE FRACCION	TEM. NORMAL DE EBULLICION F	GRAV. ESQ. 60/60	VOLUMEN POR 100ML DE MUESTRA
METANO	-252.6	0.3000	0.0
ETANO	-127.4	0.3740	0.55
PROPANO	53.6	0.5000	0.22
I-PUTANO	11.0	0.5630	0.20
N-PUTANO	31.2	0.5840	0.85
05-175	116.4	0.6770	5.40
175-214	195.7	0.7200	3.85
214-250	231.8	0.7450	3.93
250-275	263.9	0.7560	3.15
275-325	305.6	0.7780	7.09
325-375	355.0	0.7950	4.18
375-420	401.1	0.8130	5.42
430-480	455.1	0.8280	5.53
480-530	505.3	0.8420	5.91
530-596	567.0	0.8520	8.07
650-715	624.3	0.8590	6.31
596-650	681.9	0.8700	6.43
715-770	741.2	0.8860	5.91
770 +	916.0	0.8980	27.29

COMPOSICION DE LA CARGA

COMPONENTE FRACCION MOLAR

METANO	0.0
ETANO	0.000229
PROPANO	0.002136
I-BUTANO	0.002263
N-BUTANO	0.010465
C5-175	0.077423
175-214	0.058931
214-250	0.059302
250-275	0.047206
275-335	0.104073
335-375	0.057836
375-430	0.070734
430-480	0.066430
480-530	0.064398
530-596	0.077473
650-715	0.053684
596-650	0.050070
715-770	0.041009
770 +	0.155849

T A B L A 1

DETERMINACION DEL MEAN AVERAGE BOILING POINT

COMPONENTE	CAAP C	MAAP B	MEAP E
05-175	575.07	576.45	116.26
175-214	655.69	655.75	125.72
214-250	691.75	691.80	231.77
250-275	723.90	723.92	263.91
275-335	765.50	765.62	305.56
335-375	815.87	815.92	355.90
375-430	861.03	861.12	401.09
430-480	915.30	915.07	455.04
480-530	965.23	965.20	505.26
530-590	1025.85	1027.00	566.92
650-715	1084.17	1084.25	624.21
596-650	1141.83	1141.92	681.89
715-770	1201.18	1201.25	741.22
770 +	1374.38	1376.00	815.19

T A B L A 4

CALCULO DE MOLES/HORA Y AJUSTE DE LA GRAVEDAD ESPECIFICA

COMPONENTE	T	RPD	SP.GR	LBS/HP	M.W	MOLES/HORA
METANO	-258.60	0.0	0.3000	0.0	16.04	0.0
ETANO	-127.40	1.30	0.3740	7.10	30.07	0.236
PROPANO	-53.60	13.11	0.5090	97.25	44.09	2.206
I-BUTANO	11.00	16.52	0.5630	136.81	58.12	2.337
N-BUTANO	31.20	73.65	0.5840	627.99	58.12	10.805
05-175	116.26	653.72	0.6772	6463.16	80.83	79.957
175-214	135.72	558.50	0.7292	5946.90	97.86	60.757
214-250	231.77	608.83	0.7452	6624.00	107.25	61.760
250-275	263.91	514.88	0.7562	5684.47	116.60	49.751
275-335	305.56	1214.39	0.7782	13797.57	128.37	107.479
335-375	355.90	747.33	0.7952	8676.49	145.27	59.729
375-430	401.08	991.56	0.8132	11772.65	161.16	73.040
430-480	455.04	1038.49	0.8282	12557.33	183.04	68.604
480-530	505.26	1109.64	0.8422	13644.60	225.16	66.506
530-596	566.92	1523.58	0.8522	18956.99	236.92	80.013
650-715	624.21	1195.11	0.8592	14992.27	270.42	55.441
596-650	681.88	1218.26	0.8782	15620.73	302.09	51.709
715-770	741.22	1121.28	0.8862	14508.14	342.57	42.351
770 +	915.10	5175.00	0.9532	72036.39	447.57	160.949
TOTAL GR. AVERAGE		17776.13	0.8557	222148.63	215.11	1032.637

FRACCION GRADOS API FAC. CAP, JOP DENS. A25 C P. MOLECULAR TEM MEDIA EQU- GRAV ES
 LICION P

METANO	340.00000		19.53000	0.2967	16.04	-258.60	0.3000
ETANO	247.00000		18.51999	0.3699	30.07	-127.40	0.3740
PROPANO	146.20000		14.58000	0.5024	44.09	-53.60	0.5080
I-BUTANO	120.00000		13.99000	0.5569	58.12	11.00	0.5630
N-BUTANO	111.00000		13.51000	0.5776	58.12	31.20	0.5840
05-175	77.51033		12.26584	0.6696	80.83	116.26	0.6770
175-214	62.50150		11.89157	0.7210	97.96	195.72	0.7290
214-250	58.43289		11.84544	0.7369	107.25	231.77	0.7450
250-275	55.66931		11.85096	0.7477	116.60	263.91	0.7560
275-335	50.37660		11.73237	0.7695	129.37	305.56	0.7780
335-375	46.49743		11.72755	0.7863	145.27	355.90	0.7950
375-430	42.54474		11.67558	0.8041	161.16	401.03	0.8130
430-480	39.39372		11.69846	0.8189	183.04	455.04	0.8280
480-530	36.55226		11.71049	0.8328	205.16	505.26	0.8420
530-596	34.57980		11.81414	0.8427	236.92	566.92	0.8520
650-715	33.22443		11.93162	0.8496	270.42	624.21	0.8590
596-650	29.66173		11.87660	0.8684	302.09	681.83	0.8780
715-770	28.22654		11.96960	0.8763	342.57	741.22	0.8860
770 +	16.97840		11.64077	0.9426	447.57	915.19	0.9530

PARADAD(CAL/MU)1/2

FACTUR ACEN

ML/MU

DEES. VAP A 25 C

DEES. PSIA

TRM. DSCJ. CRT. DEES. PSIA

REACCION

REACCION	TRM. DSCJ. CRT. DEES. PSIA	DEES. PSIA	DEES. VAP A 25 C	ML/MU	FACTUR ACEN	PARADAD(CAL/MU)1/2
METANO	342.01	673.28	0.0	52.00	0.0	5.6300
ETANO	50.01	709.32	0.0	68.00	0.1164	6.0500
PROPANO	665.95	617.38	0.1700E-03	84.00	0.1533	6.4000
I-BUTANO	734.65	529.06	0.5100E-02	105.50	0.1324	6.7300
N-BUTANO	765.31	550.66	0.3300E-02	101.40	0.1253	6.7300
C5-175	980.75	502.02	0.4080E-00	120.72	0.2440	7.1380
175-214	972.44	459.75	0.23479E-01	135.73	0.3260	7.4163
214-250	1012.73	438.24	0.55527E-02	145.56	0.3522	7.5011
250-275	1047.35	416.72	0.14785E-02	155.94	0.3334	7.5672
275-325	1095.54	399.62	0.27352E-02	165.83	0.4265	7.6373
325-375	1140.01	369.12	0.31943E-04	194.74	0.4507	7.7427
375-420	1167.65	346.11	0.45504E-05	200.42	0.5045	7.8063
420-480	1251.69	313.34	0.40088E-06	223.51	0.5490	7.8739
480-530	1300.50	285.09	0.30325E-07	246.16	0.5004	7.0378
530-590	1355.63	247.88	0.10349E-08	281.15	0.6441	7.0945
600-715	1402.03	216.38	0.10150E-09	318.20	0.6978	8.0543
500-650	1457.09	196.57	0.50263E-11	347.07	0.7440	8.1100
715-770	1500.91	172.07	0.16004E-12	399.32	0.0053	8.1032
770 +	1467.33	143.06	0.11871E-17	474.84	0.0042	8.3307

COMPOSICION MOLAR

HIPOGENO 0.300
 METANO 0.300
 ETANO 0.250
 ETENO 0.050
 PROPANO 0.050
 PROPENO 0.0
 NEPTANO 0.050
 I-BUTANO 0.0

EXCESO DE AIRE EN FRACCION VOL-LIB 0.300
 PESO MOLECULAR 19.45
 FRACCION DE CALOR RESIDUO POR CHIMENEA 0.105
 RELACION AIRE/GAS 21.08
 CALOR DE COMBUSTION DE GAS 417501.

● ACEITE COMBUSTIBLE

COMPOSICION EN PESO

AZUFRE 0.006523
 CARBONO 0.846426
 HIDROGENO 0.020276
 HIPOGENO 0.092726
 CENIZAS 0.003347
 FACTOR JCF 12.00
 GRADOS API 14.00

CALOR DE COMBUSTION 17936.
 FRACCION DE EXCESO DE AIRE 0.300
 RELACION DE CALOR RESIDUO POR CHIMENEA 0.170
 RELACION AIRE/ACEITE 17.10

BTU/LIB
 LIB AIRE/LIB ACEITE

COMPOSICION DE LOS GASES DE
COMBUSTION

COMPONENTE	FRACCION MOLAR
OXIGENO	0.097
NITROGENO	0.693
DIOXIDO DE CARB.	0.160
VAPOR DE AGUA	0.030
DIOXIDO DE AZUF.	0.001
PESO MOLECULAR DEL GAS	30.04
PERDIDAS TOTALES POR CHIMENEA	0.18
PERDIDAS TOTALES	0.22
LIBRAS DE GAS UTILIZADO	876.1 LB/HP
LIBRAS DE ACEITE UTILIZADO	2446.6 LB/HP

COMPOSICION DEL CRUDO AL SALIR DE LA LINEA DE TRANSFERENCIA

COMPOSICION EN LA FASE

VAPOR LIQUIDA

METANO	-0.0	0.0
ETANO	0.000296	0.000001
PROPANO	0.002760	0.000037
I-BUTANO	0.002916	0.000065
N-BUTANO	0.013480	0.000319
C5-175	0.099342	0.003652
175-214	0.075127	0.003986
214-250	0.076154	0.004766
250-275	0.059925	0.004398
275-335	0.131436	0.011976
335-375	0.072347	0.003993
375-430	0.087367	0.014749
430-480	0.080139	0.020284
480-530	0.075025	0.028624
530-596	0.084162	0.054964
650-715	0.052335	0.056208
596-650	0.040954	0.080730
715-770	0.025486	0.093228
770 +	0.020658	0.610674

CALCULOS PARA LA LINEA DE TRANSFERENCIA

SE DARA INICIO A LA DETERMINACION DE LA PERDIDA DE PRESION Y DEMAS PROPIEDADES
 PARA
 UN DIAMETRO DE 0.6651 PIES
 NUMERO DE PASES 2

PRESION PSIA	CONSTITUCION PIES	PORCENTAJE VOL. VAP.	DENSIDAD LR/PIES	PORCENTAJE PESO VAP.	DENS.LIQ. LR/PIES	TEM. F	DEMS.VAP. LR/PIES	VELOCIDAD PIES/SEG	VIS. LIQ CP	F. CINETICA BTU/LIB	VIS. VAP CP	ENTALPIA BTU/LIB	ENTAL. LIQ BTU/LIB	ENERGIA BTU/LIB	TUBO =	FLUJO
29.00	14.5	73.01	0.651	61.27	44.334	677.3	0.4014	272.7	0.099	1.484	0.0222	526.25	454.15	527.75	*****	HORIZON
31.00	31.3	74.94	0.732	59.99	44.082	670.0	0.4412	242.7	0.093	1.176	0.0222	526.57	455.79	527.75	*****	HORIZON
34.00	51.7	75.97	0.813	58.70	43.839	680.9	0.4809	218.5	0.097	0.953	0.0223	526.79	457.55	527.75	*****	HORIZON
37.00	74.0	75.05	0.896	57.58	43.611	682.7	0.5204	198.2	0.095	0.784	0.0223	526.96	459.24	527.75	*****	HORIZON
40.00	98.8	74.15	0.981	56.52	43.390	684.4	0.5598	181.1	0.095	0.655	0.0223	527.09	460.81	527.75	*****	HORIZON
43.00	126.1	73.28	1.057	55.51	43.178	685.9	0.5991	166.4	0.094	0.553	0.0224	527.19	462.29	527.75	*****	HORIZON
46.00	155.0	72.42	1.154	54.54	42.975	687.3	0.6382	153.7	0.094	0.471	0.0224	527.27	463.69	527.75	*****	HORIZON
49.00	188.3	71.59	1.246	53.61	42.779	688.7	0.6772	142.5	0.093	0.405	0.0224	527.34	465.02	527.75	*****	HORIZON
52.00	223.2	70.77	1.339	52.72	42.589	690.0	0.7160	132.7	0.093	0.352	0.0225	527.39	466.29	527.75	*****	HORIZON

CALCULOS PARA LA SECCION RADIACION

SE PARA INICIO A LA DETERMINACION DE LA PERDIDA DE PRESION Y DEMAS PROPIEDADES
 PARA
 UN DIAMETRO DE 0.4206 PIES
 NUMERO DE PASES 2

PROCESION PRESIA	PORCENTAJE VOL. VAP.	PORCENTAJE PRES. VAP.	TEMP. F.	VELOCIDAD PIES/SEG	E. CINETICA BTU/LIB	ENTALPIA BTU/LIB	ENERGIA BTU/LIB	FLUJO
LONGITUD PIES	DENSIDAD LIB/PIES ³	DENS. LIQ. LIB/PIES ³	DENS. VAP. LIB/PIES ³	VIS. LIQ. CP	VIS. VAP. CP	ENTAL. LIQ. BTU/LIB	T. TURB =	FLUJO
57.00	63.96	50.61	599.4	59.7	0.420	524.46	524.89	4091 ZON
249.5	1.512	42.311	0.7791	0.093	0.0225	466.00	1067.	4091 ZON
62.00	47.07	48.70	507.5	52.5	0.343	521.70	522.05	4091 ZON
237.1	1.403	42.041	0.8419	0.094	0.0225	466.04	1066.	4091 ZON
67.00	45.10	44.66	584.7	47.0	0.275	518.18	518.45	4091 ZON
309.2	1.300	41.793	0.9038	0.095	0.0225	464.94	1062.	4091 ZON
72.00	62.98	44.52	581.7	42.2	0.222	514.20	514.42	4091 ZON
345.3	2.106	41.559	0.9647	0.096	0.0225	463.55	1058.	4091 ZON
77.00	60.75	42.33	578.0	37.9	0.179	509.73	509.91	4091 ZON
395.6	2.742	41.330	1.0246	0.098	0.0225	461.72	1053.	4091 ZON
82.00	58.37	40.07	573.6	34.1	0.145	504.74	504.87	4091 ZON
430.6	2.602	41.136	1.0836	0.100	0.0225	459.40	1048.	4091 ZON
87.00	55.94	37.74	569.4	30.7	0.113	499.17	499.29	4091 ZON
480.0	2.402	40.043	1.1415	0.103	0.0225	456.58	1041.	4091 ZON
92.00	53.10	35.29	562.5	27.6	0.095	492.04	493.04	4091 ZON
527.0	2.221	40.765	1.1979	0.106	0.0224	453.21	1034.	4091 ZON
97.00	50.13	32.72	555.0	24.7	0.076	485.96	486.04	4091 ZON
600.0	3.401	40.606	1.2529	0.110	0.0224	448.03	1025.	4091 ZON
102.00	47.11	30.23	546.5	22.1	0.061	478.11	478.17	4091 ZON
670.6	4.022	40.443	1.3065	0.115	0.0223	443.35	1015.	4091 ZON
107.00	42.09	26.13	539.3	18.8	0.044	468.27	468.31	4091 ZON
753.0	4.728	40.379	1.3522	0.120	0.0223	438.22	1005.	4091 ZON
111.00	30.50	24.28	524.7	17.0	0.036	458.49	458.52	4091 ZON
846.1	5.223	40.205	1.4065	0.128	0.0222	431.01	999.	4091 ZON
117.00	33.10	19.53	512.8	13.9	0.024	445.25	445.29	4091 ZON
960.7	6.438	40.135	1.4432	0.137	0.0221	422.29	975.	4091 ZON
122.00	26.75	15.20	502.8	11.0	0.015	428.09	428.10	4091 ZON
1105.0	8.077	40.163	1.4739	0.152	0.0220	410.11	953.	4091 ZON

SE OBTIENE INICIO A LA DETERMINACION DE LA PERDIDA DE PRESION Y DE LAS CORRIENTES

EN UN DIAMETRO DE 0.4206 PIES
 NUMERO DE CASOS 2

PERDIDA DE PRESION	PERCENTAJE VOL. VAP.	PERCENTAJE DESO. VAP.	TEM. F	VELOCIDAD PIES/SEG	S. CINETICA BTU/LB	ENTALPIA BTU/LB	ENTALPIA BTU/LB	ENTAL. LIQ BTU/LB	ENTAL. LIQ BTU/LB	TIPO
127.00	10.12	9.76	556.8	7.8	2.003	401.22	401.22	399.65	401.22	HORIZON
1316.7	11.635	11.5010	556.8	7.8	2.185	0.0216	0.0216	314.	314.	HORIZON
121.45	16.50	8.00	522.0	7.5	2.007	301.08	301.08	291.09	291.09	HORIZON
1522.3	11.984	11.4269	522.0	7.5	2.224	0.0212	0.0212	372.60	372.60	HORIZON

SE DARA INICIO A LA DETERMINACION DE LA PERDIDA DE PRESION Y DEMAS PROPIEDADES
 PARA
 UN DIAMETRO DE 0.4206 PIES
 NUMERO DE PASES 2

POSICION PSTA	PORCENTAJE VOL. VAP.	PORCENTAJE DESO. VAP.	TEMP F	VELOCIDAD PIES/SEG	E. CINETICA BTU/LIB	ENTALPIA BTU/LIB	ENERGIA BTU/LIB		
LONGITUD PIES	DENSIDAD LB/PIES	DENS. LIO. LIB/PIES	DENS. VAP. LIB/PIES	VIS. LIO CP	VIS. VAP CP	ENTAL. LIO BTU/LIB	T. TUBO =	FLUJO	
122.66	1502.4	2.47	4.78	532.5	0.003	377.97	377.97	712.	HORIZON
123.66	1674.5	2.16	4.61	530.0	0.003	376.50	376.51	710.	HORIZON
124.66	1753.0	8.14	4.08	528.2	0.003	374.55	374.56	709.	HORIZON
125.66	1840.3	7.28	3.62	524.7	0.002	372.29	372.29	705.	HORIZON
126.66	1930.1	6.04	2.98	522.0	0.002	369.84	369.84	702.	HORIZON
127.66	2051.0	4.09	2.44	519.0	0.002	366.92	366.93	698.	HORIZON
128.66	2185.1	3.63	1.75	513.8	0.001	363.64	363.65	694.	HORIZON
129.66	2346.0	2.39	1.14	507.0	0.001	359.55	359.55	687.	HORIZON
130.66	2523.0	0.00	0.00	499.9	0.001	352.37	352.37	680.	
131.66	2837.5	0.00	0.00	487.0	0.001	345.89	345.89	667.	
132.66	3081.7	0.00	0.00	477.4	0.001	339.54	339.54	557.	
133.66	3374.5	0.00	0.00	466.8	0.001	333.15	333.15	447.	
134.66	3546.2	0.00	0.00	456.3	0.001	324.82	324.82	536.	
135.66	3806.7	0.00	0.00	445.7	0.001	320.51	320.51	624.	

CALCULO PARA LA SECCION DE CONVECCION

SE DADA INICIA LA DETERMINACION DE LA PERDIDA DE PRESION Y DEMAS PROPIEDADES

UN DIAMETRO DE 0 0.4206 PIES
 PARA
 NUMERO DE CASES 2

PRESSION PSIA	CONCENTRACION VAP. VAP.	PERCENTAJE DESO VAP.	TEMP. F	VELOCIDAD PIES/SEG	WIS. LIQ CP	WIS. VAP CP	ENTALPIA BTU/LIB	ENTALPIA BTU/LIB	FLUJO
134.26	0.00	0.00	434.0	2.1	0.380	0.0184	314.24	314.24	415.
137.26	0.00	0.00	424.1	2.1	0.407	0.0177	308.00	308.00	374.

RESULTADOS FINALES

EL HORNO TIENE UNA CAPACIDAD DE 8TJ/HORA

LAS CONDICIONES DEL CRUDO A LA ENTRADA SON

-TEMPERATURA 427.0 F
-PRESION 150.0 PSIA

-FRACCION VAPORIZADA 0.0

LAS CONDICIONES DEL CRUDO A LA SALIDA DE LA LINEA DE TRANSFERENCIA SON

TEMPERATURA 577.0 F
PRESION 30.0 PSIA

-VOLUMEN VAPORIZADA 0.77087

EL SERPENTIN EN LAS SECCIONES DE CONVECCION, RADIACION

Y CONDENSACION

DIAMETRO INTERIOR DE 0.421 PIES
DIAMETRO NOMINAL DE 5.000 PULGADAS

LA LONGITUD TOTAL DE LA TUBERIA SERA 4286.5 PIES

LA CAIDA DE PRESION EN TODA LA LINEA ES 108.7 PSI

SECCION DE CONVECCION

NUMERO DE PASES	2	
DIAMETRO DE TUBERIA	0.421	PIES
LONGITUD DE TUBERIA	2751.5	PIES
NUMERO DE TUBOS	166	
LONGITUD DE C/TUBO	16.6	PIES
CALOR ABSORVIDO	16149152.	BTU/HORA
COEFICIENTE DE TRANSMISION DE CALOR EN LA SECCION DE CONVECCION	6.463	BTU/HR. PIF2.F
FRACCION DE CALOR ABSORVIDO EN ESTA SECCION	0.327	

DIMENSIONES

ALTURA DE LA SECCION	17.7	PIES
ANCHO DE LA SECCION	8.3	PIES
LARGO DE LA SECCION	18.6	PIES

SECCION DE RADIACION

NUMERO DE PASES		2	
DIAMETRO DE TUBERIA		0.421	PIES
LONGITUD DE TUBERIA		1807.7	PIES
LONGITUD DE C/TUBO	37.1		
NUMERO DE TUROS		48	
CALOR ABSORVIDO EN LA SECCION		32903822.	BTU/Hr
EMISION DE CALOR ABSORVIDO EN ESTA SECCION		0.525	

DIMENSIONES PARA UN HORNO CILINDRICO VERTICAL

ALTURA DE LA CAMARA	41.1	PIES
DIAMETRO DE LA CAMARA	15.3	PIES

NUMERO DE QUEMADORES

SECCION CORRESPONDIENTE A LA LINEA DE TRANSFERENCIA

DIAMETRO DE TUBERIA	0.665	PIES
LONGITUD DE TUBERIA	200.0	PIES
CALOR ABSORVIDO EN LA SECCION	0.0	BTU/Hr

CHIMENEA

ALTURA MINIMA DE LA CHIMENEA	44.4	PIES
DIAMETRO DE LA CHIMENEA	5.2	PIES
VELOCIDAD DE LOS GASES	25.0	PIES/SEG
MASA DE LOS GASES	17.0	LB-H/SEG

COSTO DEL HORNO

INDICE DE COSTOS (BASE 1969) 1.29

LOS COSTOS ESTAN DADOS EN DOLARES (FOB)

COSTO BASE		264732.
MATERIALES AUXILIARES		97361.
TURERIAS	41033.	
CONCRETO	27267.	
INSTRUMENTOS	13521.	
INSTALACIONES ELECT.	5559.	
MANO DE OBRA		79155.
COSTOS DIRECTOS		431249.
COSTOS INDIRECTOS		159632.
CONTINGENCIAS (15%)		89632.
COSTO TOTAL		679513.

Cuadro N° 5

COMPARACION DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON LOS
DATOS DE DISEÑO DE HORNOS EXISTENTES EN
LA REFINERIA " LA PAMPILLA "

ASPECTO COMPARADO	UNIDADES	HORNO EXISTENTE	HORNO DISEÑADO	DESVIACION
Capacidad	MMBTU/hr.	49.3	49.3	0.0%
Tipo de horno	Tipo	Cílin.Vert.	Cílin.Vert.	Ninguno
Fluido a calentar	Petroleo	API 34.8	API 34.8	Ninguno
Porcentaje vaporizado.(en peso)	%	60.0	61.5	2.5%
Temp. de entrada	°F	427	427	0.0%
Temp. de salida	°F	677	677	0.0%
Pérdida de presión en el serpent	PSI	120	109	- 9.2%
Exceso de aire	%	30	30	0.0%
Pérdida de calor por chimenea	%	sin refer.	22	---
Número de quemadores		6	6	0.0%
Número de líneas de transferen.		1	1	0.0%
Diámetro de la línea de transf.	Pulgadas	10	10	0.0%
Número de pases en la secc. Conv		2	2	0.0%
Diám. línea en secc. de convec.	Pulgadas	5	5	0.0%
Long. de c/tubo en secc. convec	Pies	14.4	16.6	15.3%
Número de tubos en secc. convec		160	166	3.7%
Long. total de tub. secc.convec	Pies	2304	2751	+ 19.4%
Calor absor. en secc. radiac.	"	sin refer.	52.5	---
Nº pases en secc. radiac.		2	2	0.0%
Diám. tuber. secc. radiac.	Pulgadas	5	5	0.0%
Long. c/tubo secc. radiac.	Pies	36.4	37.1	1.9%
Nº tubos en secc. radiac.		54	48	- 11.1%
Long. total tuber. secc. radiac.	Pies	1985	1807	- 8.9%
Separación tubos secc. radiac.	Pulgadas	10	10	0.0%
Altura de la chimenea	Pies	43.3	44.4	2.5%
Diámetro de la chimenea	Pies	5.4	5.2	-3.5%

VIII: CONCLUSIONES

1. Los resultados de diseño calculados en el presente trabajo al ser comparados con los datos de diseño de hornos ya construidos son coincidentes en un gran porcentaje (Cuadro #5)
2. Los resultados obtenidos son más confiables que si se les calcularían manualmente, ya que los métodos y procedimientos utilizados en el cálculo de las propiedades del petróleo, entalpías, caídas de presión, etc. son más exactos.
3. Si se trata de diseñar un horno utilizando los mismos métodos y procedimientos sería prácticamente imposible por ser complejos e iterativos.
4. Los datos necesarios para utilizar el programa son fáciles de obtener y no requieren de especialización, tan solo de conocimientos básicos en procesos de calentamiento.
5. Para facilitar el uso del programa se han desarrollado detalladamente cuadros de todos los datos requeridos señalando unidades, posición en las columnas y secuencia de tarjetas, requiriendo solo de conocimientos elementales de programación Fortran.
6. Conociendo los datos, el tiempo en que se puede disponer de resultados incluyendo perforación de tarjetas es una hora , teniendo la posibilidad de considerar varias alternativas en una sola corrida.
7. Los resultados del programa nos permiten analizar además otro tipo de resultados tales como las variaciones de propie

dades del petróleo en el serpentín y línea de transferencia parámetros de las fracciones del petróleo , balance de materia, composición de los gases de chimenea, etc.

8. Todos los resultados son obtenidos mediante el uso de computadoras con excepción del material de los tubos, que requieren una evaluación económica.

IX. REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

1. AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE. Recommended Practice RP-530. For calculation of heaters-tube thickness in petroleum refiners, 1958.
2. BUTHOD, NELSON and THIMPON. Short Course in Refinery Process Design and Economics. Petróleos del Perú Julio 1971.
3. BUTHOD PAUL. Pressure drop in Heaters. The Oil and Gas Journal. Julio 1, 1957. pág. 111-118
4. BRESLER AND KUO. Cost Estimating by Computer. Chemical Engineering. May 29, 1972. pag. 84-88.
5. CHAO and SEADER. A general correlation and vapor-liquid in hidrocarbon mixtures. A. I. Ch. E. Journal. Vol 17, N°4 Decem. 1961. pag 598-605.
6. CRUVER J. and MOULTON R. Critical Flow of Liquid-Vapor Mixtures. A. I. Ch. E. Journal. Vol 13, N° 1 Jan. 1967, pag. 52-60
7. DeGANGE and ATHERTON. Chemical Engineering Aspects of Two Phase flow. Chemical Engineering. Mar. 23 1970. pag 135-139
- 8.- DeGANGE and ATHERTON. Phase Equilibria Flow Regime. Energy loss. Chemical Engineering. April 20, 1970. Pag. 151-158
9. DeGANGE and ATHERTON. Transferring heat in Two phase Systems. Chemical Engineering. May 4, 1970. Pag. 113-120

10. DeGANGE and ATHERTON. Horizontal Flow Correlation. Chemical Engineering. Jul. 13, 1970. pag 95. 103.
11. DeGANGE and ATHERTON. Mechanical-Energy Balance. Chemical Engineering. Aug. 10-1970. Pag. 119-126
12. DeGANGE and ATHERTON. Vertical and Inclined Flow Correlation. Chemical Engineering, Oct. 5, 1970. Pag. 87-94
13. DeGANGE and ATHERTON. Pressure Drop Sample Calculation. Chemical Engineering. Nov. 2, 1970. Pag. 101-108
14. DUCKLER and CLEVELAND. Frictional Pressure Drop in Two Phase Flow A. I. Ch. E. Journal Vol. 10. N° 1, Jaun 1964- Pag 38-51
15. GUNDER . F. How to Specify Process heaters and evaluate Bids. Hydrocarbon Procesing. Oct. 1969. Pag. 117-120
16. GUTHRIE W. R. capital Cost Estimating. Chemical Engineering. Mar. 24, 1969. pág. 124-133
17. HOUGEN , WATSON Y RAGATTS. Principios de los Procesos Químicos. Tomo I Ed. Reverté 1964
18. LOCKHART and McHENRY. Figure Flash Equilibrium Easier, Quicker this Way. Petroleum Refiner Vol. 37, N° 3 Mar. 1958. Pág. 209-212
19. HOUGEN , WATSON and RAGATZ. Chemical Principles Vol. II. Ed. John Wiley and Sons Inc. New York
20. KERN R. How to size Processing Piping for Two Phase flow. Hydrocarbon Processing. Oct. 1969-Pag. 104-116

21. LENOIR J. M. Furnace Tubes. How Hot? Hydrocarbon Processing Oct. 1969. pag. 97-101
22. LINO SALAS. ELOY. Cálculo por computadoras del Equilibrio vapor-líquido de mezclas complejas. Universidad Nacional de Ingeniería. Tesis de Bachiller 1973
23. LOCKHART and MARTINELLI. Proposed Correlation of Data for Isothermal two phase. Chemical Engineering Progressing Vol. 45. N° 1, January 1949. Pag. 39-48
24. MAKER F. How Specify Process Heater. Petroleum Refining Vol. 39, N° 8 - Aug. 1959. Pag. 86-98
25. LOWELL C. C. How to Got Basic Heater Specify. Petroleum Refiner. Vol. 34, N° 11, nov . 1955. Pag. 159-160
26. MADDOCK. Check Furnace Performance by Computer Hydrocarbon Processing. Vol. 46, N°6 Jun. 1967, Pag. 161-168
27. MAINE P. and SEAWRIGHT. Digital Computer Program for Physical Chemistry. Tomo I. First Edition. Ed. Mcmillan Cia. New York 1963
28. MAXWELL J. R. Data Book on Hydrocarbons. Princeton 1950
29. MARKER F. Etude Des Four Tubulaires. Serie 1. Revue de L'Institute Francais du Pétrole. Abril 1968. Pag. 752-790
30. MARKER F. Etude des Four Tubulares. Serie 3. Revue de L'Institute Francais de Petróle. Juin 1960. Pag. 1060-1096
31. MARKER F. Etude Des Four Tubulaires. Serie 3. Revue de L'Institute Francais du Pétrole. Mai 1960. Pag 762-984

32. McCABE y SMITH. Operaciones Básicas de Ingeniería Química. Tomo I. Ed. Reverté 1968
33. MEADOR and SHAH. Steam Lines Design for Two Phases Hydrocarbon Processing. Jan. 1969. Vol 48, N° 1 - pag. 143-146.
34. MEKLER L. A. Process Design of Tubular Heaters, The Oil and Gas Journal . Oct. 3, 1955. Pag. 108-115
35. MOURA C. Método de Chao-Seader. Petrobras. Vol. 11 N° 2 Abril/Jun. 1968. Pág. 263-272.
36. MOURA C. Curvas VER e Entalpía versus Temperatura pelo Computador IBM-1130. Petrobras Vol. 12. N° 1 Jan/Mar. 1969- Pag. 87-97
37. MORROW R. New Design for Process Heaters. Petroleum Refiner. Vol. 36, N° 2, Febr. 1957 - Pag. 123-126
38. NELSON W. L. Petroleum Refiner Engineering. Ed. Mc Gray Hill. Fourth Edition 1958.
39. NELSON W. L. Question on Technology. The Oil and Gas Journal. May 16, 1966. Pag. 270-271
40. ORKIZEWSKI J. Predicting Two Phase pressure drop in vertical pipe. Journal of Petroleum Technology. Jun 1967 pág. 829-836
41. PALCHICK R. H. How to Use resid as furnace Fuel. Petroleum Refiner . Vol. 34 N° 11 - Nov. 1955. Pag. 161-163
42. PETER VON WIESENTHAL. Advance in Petroleum Chemistry and Refining (Fire tube heaters) Ed. Interscience Publishers. pag. 78-121
43. ROBSCHACH R. Computer Program Produce a Cost Optimized, Fired, heater design

44. ROSENBROCK and STOREY. Computational Techniques for Chemical Engineer, Vol. of International Series of Monographs in Chemical Engineering. First Edition, Ed. Pergamon Press. 1966.
45. TECHNICAL DATA BOOK. Petroleum Refiner. 1970.
46. WATSON and GANSON. Thermodynamics of Liquid States Ind. Eng. Chemical N°35, 398, 1943
47. WIMPRESS R. Rating Fired Heaters. Hydrocarbon Proc. and Petroleum Refiner. Vol. 42, N° 10, Oct. 1963
Pag. 115-126
48. WINN Nomogram. Petroleum Refiner Vol. 36, N° 2, feb. 1957. Pag. 157-158
49. WILLS J. Size Vapor Piping by Computer. Hydrocarbon Processing. May 1970. Pag. 149-155
50. WIESENTAL and COOPER. Guide to Economics of Fired Heater Design. Chemical Engineering.