

**FALLA DE ORIGEN  
EN SU TOTALIDAD**

00568  
2  
28



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AVENIDA DE  
MEXICO

**UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**FACULTAD DE QUÍMICA**

**DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO**

**MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA**

**(OPCIÓN INGENIERÍA QUÍMICA DE PROYECTOS)**

**" ANÁLISIS Y PROGRAMACIÓN DEL MÉTODO DE  
GUTHRIE PARA EL ESTIMADO DE COSTOS DE  
HORNOS DE PROCESO, CALENTADORES A FUEGO  
DIRECTO, INTERCAMBIADORES DE CALOR Y  
ENFRIADORES CON AIRE "**

**T E S I S  
QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE  
MAESTRO EN CIENCIAS EN INGENIERÍA QUÍMICA  
(OPCIÓN INGENIERÍA QUÍMICA DE PROYECTOS)**

**P R E S E N T A:  
LQ. DAVID GUTIÉRREZ GARAVITO.**



**FACULTAD  
DE QUÍMICA**

**FALLA DE ORIGEN**

México, D. F., Cdad. Universitaria (UNAM), a 23 de Noviembre de 1995.



Universidad Nacional  
Autónoma de México



## **UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso**

### **DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

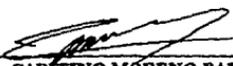


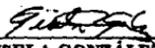
**JURADO ASIGNADO SEGÚN EL TEMA:**

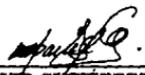
**Presidente :** Prof. Ernesto Rios Montero.  
**Primer vocal :** Prof. Alejandro Anaya Durand.  
**Secretario :** Prof. Carlos Escobar Toledo.  
**Primer suplente :** Profa. Leticia Lozano Rios.  
**Segundo suplente :** Prof. Julio Landgrave Romero.

**SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:**

**LABORATORIO DE PROGRAMACIÓN Y COMPUTACIÓN LOCALIZADO EN EL EDIFICIO "C" DE LA FACULTAD DE QUÍMICA, CIUDAD UNIVERSITARIA, UNAM, MÉXICO, D. F.**

  
\_\_\_\_\_  
**M. EN C. CARITINO MORENO PADILLA.**  
(Director del tema.)

  
\_\_\_\_\_  
**I. Q. N. GISELA GONZÁLEZ MARISCAL DE M.**  
(Directora técnica del tema.)

  
\_\_\_\_\_  
**I. Q. DAVID GUTIÉRREZ GARAVITO.**  
(Sustentante)

**MÉXICO, D. F., CIUDAD UNIVERSITARIA (UNAM), A 07 DE DICIEMBRE DE 1995.**

## **DEDICATORIAS Y AGRADECIMIENTOS:**

Dedico y agradezco en todo lo que vale esta tesis a:

A la siempre grata memoria de mi padre: Don Vicente Gutiérrez González, (†) ( q. e. p. d. ), quien con el ejemplo, me haya legado sus sabios consejos, el camino para seguir adelante y su recuerdo me guía en todos los ámbitos del trayecto de la vida.

A mi madre Doña Rosario Garavito viuda de Gutiérrez por sus incansables y constantes cuidados que desde niño he tenido.

A mi hermana Liliana de quien he aprendido la correcta actitud a seguir.

A mis demás hermanos y familiares por su gran apoyo y estímulos.

A los profesores M. en C. Caritino Moreno Padilla e I.Q. Norma Gisela González Mariscal de Moreno, quienes dirigieron el proceso de la tesis, mi mayor agradecimiento y gran admiración por su paciente y certera dirección, que hicieron posible llegar a esta gran meta.

A la Honorable Facultad de Química de la UNAM, nuestra máxima casa de estudios, en sus aulas nos superamos diariamente con la finalidad de contribuir al desarrollo de México.

A todos los profesores y compañeros de la Maestría en Ingeniería Química de Proyectos de la DEPg por sus esfuerzos y conocimientos impartidos que fomentan la formación de los alumnos.

A todos los profesores del departamento de Matemáticas y del Laboratorio de Computación por su gran ayuda, muchas gracias.

Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología, el CONACYT. Por la beca económica que me permitió continuar en este proyecto, ayuda que es de incalculable valor para un servidor. Muchísimas gracias.

A México, nuestra querida patria con profundo respeto y gratitud.

## RESUMEN

Se presenta un sistema computacional para la estimación de costos de cuatro tipos de equipos de proceso, diseñado en forma conversacional de tal manera que permita la interacción inmediata con el usuario. Dicho programa permite estimar costos de hornos de proceso, calentadores a fuego directo, cambiadores de calor y enfriadores con aire. Este trabajo se realizó basándose en la información obtenida utilizando las gráficas del método modular diseñado por Guthrie, se analizaron sus ecuaciones y gráficas de soporte, con respecto a condiciones de operación y tipo de material. Dichas gráficas fueron representadas con ecuaciones mediante la técnica de mínimos cuadrados, adaptando las ecuaciones correspondientes de este método para que las correlaciones obtenidas fuesen incluidas directamente, de tal manera que este programa operase fácilmente de manera interactiva, y que el usuario, al suministrar sus datos de condiciones de proceso y tipo de material, obtuviese una respuesta inmediata.

## ABSTRACT

A computer system is presented to estimate the cost of four types of process equipment which was designed to allow immediate interaction with the user. This program estimates the cost of process furnaces, direct-fire heaters, heat exchangers and air coolers. The elaboration of this thesis was based on information obtained from the modular method, designed by Guthrie; his equations and graphs were analyzed according to the operation conditions and the type of material. By means of the Minimal Squares Method. The equations were adapted so that the obtained correlations were included directly. By doing so this program would operate easily and interactively, and the user would obtain an immediate response after supplying the data.

FALLA DE ORIGEN

# CONTENIDO

Capítulo	Página
<b>I. INTRODUCCIÓN.</b>	001
1.1. Objetivos.	001
1.2. Fundamentos de la Ingeniería de Costos	002
1.3. Tipos de estimación de costos para equipos de proceso	005
1.4. Empleo de las computadoras para cálculos de costos.	005
<b>II. INFLACIÓN E ÍNDICES DE COSTOS.</b>	007
2.1. Objetivo.	007
2.2. Inflación.	007
2.3. Índices de costos.	008
<b>III. TÉCNICA MODULAR Y DATOS PARA LA ESTIMACIÓN PRELIMINAR RÁPIDA DE COSTOS DE LOS EQUIPOS.</b>	016
3.1. Objetivo.	016
3.2. Concepto de módulo.	016
3.2.1. Módulos de equipo.	019
3.2.2. Módulo de proceso químico.	022
3.3. Definición de factores.	025
3.4. Regresión con mínimos cuadrados.	027
3.5. Hornos de proceso.	030
3.6. Calentadores a fuego directo.	033
3.7. Cambiadores de calor de tubo y coraza.	035
3.8. Enfriadores con aire.	041
3.9. Costo del equipo base.	044
<b>IV. CARACTERÍSTICAS GENERALES Y CLASIFICACIÓN DE LOS CUATRO TIPOS DE EQUIPOS.</b>	046
4.1. Objetivo.	046
4.2. Hornos de proceso. (Características).	046
4.3. Calentadores a fuego directo. (Clasificación).	048
4.3.1. Cilíndrico-verticales todo radiante.	048
4.3.2. Cilíndrico-verticales serpiente helicoidal.	049

Capítulo	Página
4.3.3. Cilíndrico-verticales con convección de flujo cruzado.	049
4.3.4. Cilíndrico-verticales con convección integral.	049
4.3.5. Juntas o portillos.	050
4.3.6. Tubo vertical, calentamiento doble.	050
4.3.7. Cabina de tubos horizontales.	051
4.3.8. Caja de tubos horizontales de doble celda.	051
4.3.9. Cabina de tubos horizontales con división por puente de pared.	051
4.3.10. Caja de tubos horizontales calentados en el extremo.	051
4.3.11. Caja de tubos horizontales calentados en el extremo con sección de convección montada lateralmente.	052
4.3.12. Tubos horizontales, calentamiento doble.	052
4.4. Cambiadores de calor de tubo y coraza. (Tipos y definiciones).	052
4.4.1. Numeración de tamaños y designación de tipos.	053
4.4.1.1. Tamaño.	053
4.4.1.2. Diámetro.	053
4.4.1.3. Longitud.	053
4.4.1.4. Tipo.	053
4.4.1.4.1. Ejemplos característicos de tipos.	054
4.4.1.4.2. Definiciones funcionales.	054
4.5. Intercambiadores de calor enfriados con aire. (Características).	055
4.5.1. Tiro forzado e inducido.	056
V. PROGRAMACIÓN Y COMPUTACIÓN.	077
5.1. Objetivos.	077
5.2. Antecedentes.	077
5.3. Desarrollo de algoritmos.	077
Tarea	078
Modelo	078
5.4. Diagrama de flujo.	078
5.5. Variable.	079
Programa	079
5.6. Las cinco actividades básicas de programación.	079
5.6.1. Entrada de datos	079
Instrucciones read y readln.	080
5.6.2. Salida de datos e impresión de resultados.	080
Instrucciones write y writeln.	080

<b>Capítulo</b>	<b>Página</b>
5.6.3. Asignación o reemplazo.	081
5.6.4. Sí condicional.	081
5.6.5. Transferencia de control.	082
5.7. Las dos actividades derivadas de programación.	083
El circuito de cálculo	083
Reglas de funcionamiento de for to (y downto)	084
El circuito de convergencia con condición al inicio.	085
Reglas de funcionamiento.	086
El circuito de convergencia con condición al final.	086
Reglas de funcionamiento.	087
Ramificación de proceso (sentencia case)	087
Reglas de funcionamiento	088
Simbología de las cinco actividades básicas de programación.	089
Simbología de las dos actividades derivadas de programación.	090
Código ascii.	091
<b>VI. CORRIDA DEL PROGRAMA.</b>	092
6.1. Objetivo.	092
6.2. Algoritmo de cálculo del estimado de costos.	092
Hornos de proceso.	092
Calentadores a fuego directo.	093
Cambiadores de calor de tubo y coraza.	094
Cambiadores de calor enfriados con aire.	095
6.3. Diagramas de flujo.	097
6.4. Listado del programa.	101
6.5. Ejemplos de hornos de proceso.	142
6.6. Ejemplos de calentadores a fuego directo.	143
6.7. Ejemplos de cambiadores de calor de coraza y tubo.	144
6.8. Ejemplos de enfriadores con aire.	145
6.9. Análisis de los resultados.	145
<b>VII. RESULTADOS.</b>	147
7.1. Objetivo.	147
7.2. Conclusiones.	147
7.3. Guía del usuario.	147
Bibliografía	150

## I.- INTRODUCCIÓN

### 1.1.- Objetivos.

La presente tesis tiene como objetivos generales principales los siguientes puntos:

a. La elaboración de un programa computacional integral en donde se utilicen las gráficas publicadas por Guthrie con sus factores y ecuaciones, dado que es una forma para el estimado de cuatro tipos de costos de equipos aplicables a hornos de proceso, quemadores a fuego directo, cambiadores de calor de tubo / coraza y enfriadores con aire, indicando en hojas de datos de cálculo la información necesaria y conocimiento del equipo para hacer un estimado (dicha información técnica es obtenida directamente de las hojas de datos preliminares o definitivas de los equipos en cuestión).

b. Mostrar la facilidad y gran versatilidad que proporcionan el Hardware y Software actuales de las computadoras al aplicar la información de Guthrie en la estimación de costos de equipos de proceso. Pudiéndose extender la metodología de la Programación y Computación para ser utilizada en otros métodos, dependiendo esto último del tipo de estimado.

c. Identificar la simbología básica que se utiliza en la construcción de diagramas de flujo computacionales.

ca. Mostrar las reglas de codificación de diagramas de flujo a un Lenguaje de Programación que en nuestro caso es Turbo Pascal, y también las cinco actividades básicas complementadas con las dos actividades derivadas de programación, ya que en estas actividades está basado presente programa.

d. Presentar y utilizar el programa en forma conversacional con el usuario de Computadoras Personales PC's.

e. Contemplar la información necesaria para correr el programa y escalar un estimado de costo tipo intermedio +/- 30 % desde junio de 1968 a diciembre de 1994 comprobando los resultados obtenidos utilizando los índices de costos de equipo, índice de precios al consumidor en el D. F. y el costo del dólar cotizado a la fecha de escalación mediante el índice promedio mensual obtenido directamente de las tablas de índices económicos publicados por el Banco de México en el Distrito Federal.

## 1.2.- Fundamentos de la Ingeniería de Costos.

La limitación de los recursos económicos de nuestro país, frente a las exigencias planteadas por su actual desarrollo, obligan al Ingeniero de Costos a la aplicación correcta de las técnicas de estimaciones de costos para tratar de aprovechar con el máximo grado de eficiencia las inversiones en vías de realización. Hasta hace pocos años, se relegaba a los ingenieros únicamente a los aspectos técnicos de un proyecto, pero con el desarrollo tecnológico de los últimos años, se ha hecho necesario el contar con ingenieros especializados en los aspectos económicos de las empresas que proporcionen a la gerencia, un panorama claro y preciso de la situación económica de los proyectos determinados. Definiendo la Ingeniería de Costos, diremos que la Ingeniería de Costos es el campo de la Ingeniería, en el que se utilizan la experiencia y criterio del profesional en la aplicación de principios y técnicas científicas a los problemas de estimación de costos, control de costos y rentabilidad de inversiones. Aries y Newton definen la estimación de costos como "el arte basado en las relaciones empíricas y metódicas de predecir el futuro económico de un proyecto", esto es relativamente nuevo ya que los primeros análisis de costos de equipos, costos de capital, relaciones de capacidad entre las plantas, etc. comenzaron a ser publicados entre los años 1948 y 1949. En consecuencia es de gran importancia el disponer de sistemas y procedimientos en la ejecución de proyectos que permitan controlar los costos y minimizar los sobrecostos causados por la escalación y otros factores. Fundamentalmente estos sistemas y procedimientos deben basarse en un plan de ejecución cuidadosamente trazado, en el diseño y construcción fundamentados en un análisis concienzudo de los costos involucrados y en técnicas debidamente aprobadas de la Ingeniería de Costos. Así, el costo total de un equipo puede variar por varias razones, por ejemplo, mientras mayor sea el número de piezas de reposición de equipo suministradas por el proveedor claramente se intuye que el costo se incrementará, así como algunos avalúos y estudios de bienes de capital que consumen grandes cantidades de horas-hombre de ingeniería en el preparado del estimado; esto se define en las especificaciones del concurso donde a detalle son consideradas dichas partes de reposición (impulsores adicionales, rotores, etc.), pues cuando el proyecto es totalmente nuevo se necesitan más partes que cuando se trata sólo de reponer un equipo o partes de un equipo. En cuanto a las ventajas y desventajas del presente programa de computación con respecto a otros procedimientos son relativas, ya que el propósito fundamental es la utilización de un

equipo de Hardware para la rápida estimación del costo del equipo y además que muestre los factores y los costos adicionales (individuales y modulares) que sirvan de referencia al usuario y los aplique en su caso particular. Todos los métodos son tan buenos unos como otros en su respectivo nivel de exactitud y en qué parte del avance del proyecto se utilicen, por lo que se deberá seleccionar el método que mejor aplique en el momento del cálculo. Con las gráficas de Guthrie se obtiene un estimado de tipo preliminar. La implementación de otros métodos de estimación de costos de equipo están fuera del alcance del presente programa computacional. En general, diremos que los tipos de estimados deben referirse a equipos, clasificando el grado de exactitud del estimado de acuerdo a la información disponible de los parámetros de costo, por ejemplo: Para bombas, la información preliminar sería la capacidad (gpm), tipo de bomba y el material de construcción; con esta información se puede calcular el costo del equipo mediante el método exponencial que relaciona las capacidades, aplicando el exponente específico por tipo de equipo. Conforme se avance en el proyecto se conocerá la potencia, cabeza, material específico, hasta complementar la hoja de datos con información detallada como la velocidad (rpm), tipo de carcasa, diámetros de succión y descarga, tipo de sellos, etc.. Con esta información y las técnicas conocidas de estimación de costos se va determinando el grado de exactitud. La confiabilidad de las gráficas de Guthrie para la estimación de costos de equipo es relativa a diferentes condiciones, ya que los tipos de proyectos varían de empresa a empresa, por ejemplo para un proyecto Llave en Mano este método resultaría útil sólo para la estimación preliminar interna de quien vaya a realizar el proyecto, puesto que permitiría la estimación parcial de los equipos conociendo ya la ingeniería básica del proyecto, pues requiere de los datos de proceso para hacer la evaluación. Por otra parte, la cantidad de variables que maneja son principalmente condiciones globales de proceso, como son el tipo de equipo, corrientes de flujo, presión de diseño y tipo de material de construcción de los equipos, los cuales permiten evaluar los costos con una exactitud de +/- 30 por ciento. Aunque estas gráficas se publicaron por vez primera en marzo de 1969 con los datos de esa fecha (en la cual hubo auge en la construcción de plantas de procesamiento), es posible escalar dichos datos a la fecha actual, y para ello se tienen índices como el Marshall & Swift Equipment Cost Index, El Índice de Precios al Consumidor y el Costo del Dólar Estadounidense utilizando correlaciones apropiadas. Dentro de los estimados de equipo, y en los estimados de inversión, un factor de suma importancia en el desarrollo del diseño y

construcción de una planta química es sin duda lo concerniente a la Ingeniería Económica involucrada en dichos proyectos. El hablar de costos de inversión no tiene un claro sentido si no se fundamenta con bases que sustenten los valores obtenidos y que servirán como base de un reporte estadístico para la estimación de futuros proyectos. El reporte sin duda se refiere a los métodos de estimación del costo de la planta en cuestión. Estos métodos son utilizados en las diversas fases del proyecto y podrían tener variantes y sofisticaciones que dependerán del grado tecnológico del grupo o compañía que los realice. Fué durante los años 1948 y 1949, cuando empezaron a ser publicados en los EEUU, los primeros análisis de costos de equipo y de capital, así como las relaciones entre las capacidades de plantas industriales y sus costos respectivos. Fué en esa época que se dieron a conocer los primeros autores como Bliss, John, Happel, Williams, Chilton, Nelson, Lang, etc., que son considerados como los pioneros de la estimación de costos de plantas de proceso incluyendo los equipos. La Estimación de costos comprende no sólo los costos de ingeniería y construcción, sino también los de operación y mantenimiento de las obras e instalaciones, incluyendo la planeación, ya que el éxito o el fracaso de una inversión se decide en gran parte, en las etapas de estudio y proyecto. La Estimación de costos es el primer renglón a considerar, y uno de los más importantes en el estudio de factibilidad de un proyecto, los estudios de alternativas, las autorizaciones presupuestales, programas financieros, etc. Las actividades que se desarrollan para un estimado de costos son prácticamente todas las disciplinas existentes en la firma de Ingeniería encargada del proyecto tales como: Proceso, Civiles, Mecánicas, Eléctricas, Instrumentación, Arquitectónicas, etc. Estimados de costos de equipos: Uno de los factores primordiales para la evaluación de un proceso, es que al efectuar una estimación de costos, se requiera del conocimiento del equipo a considerar en el proceso. Debido a lo anterior se han elaborado procedimientos de estimación de costos de equipo, como son por ejemplo las gráficas de costo y ecuaciones de costo. Estas gráficas y/o ecuaciones relacionan dos variables: una variable independiente (parámetro de mayor influencia en el costo del equipo) y una variable dependiente (costo del equipo). Existen otras fuentes informativas para realizar estimados rápidos de costo de equipo como son: "The Richardson Rapid Construction Cost Estimating System" y "Process Plant Estimating Evaluation and Control, Kenneth M. Guthrie" entre otros. En ocasiones la evaluación del equipo se realiza por cotización directa con el fabricante, esto sucede cuando el equipo es muy complejo como para

determinar su costo por los procedimientos anteriores. Por lo tanto es importante comprender que una exactitud razonable para dar un costo de equipo, requiere de un sólido criterio basado en la experiencia. En este capítulo se describen los cinco tipos de estimados tradicionales de costos de equipo, (aún cuando la Sociedad Americana de Costos reconoce únicamente tres, debido a las interrelaciones que existen entre un tipo de estimado y otro).

### 1.3.- Tipos de estimación de costos para equipos de proceso.

a.- Estimados de orden de magnitud. Este tipo de estimado se basa principalmente en la relación de capacidades, y para esto se utiliza la siguiente ecuación:

$$\text{costo A} = \text{costo B} \cdot (\text{capacidad A} / \text{capacidad B})^X$$

Donde: costo A = costo de equipo a estimar.

costo B = costo de equipo conocido.

capacidad A = capacidad de equipo a estimar.

capacidad B = capacidad de equipo conocido.

X = exponente de acuerdo al tipo de equipo.

La desviación de estos estimados es aproximadamente de +/- 40 por ciento.

b.- Estimado de estudio. Se realiza cuando se tiene una mayor información del equipo a estimar. La desviación se encuentra en el rango de +/- 25 % a +/- 40 %.

c.- Estimado preliminar. Se efectúa cuando se tiene la información suficiente (hojas de datos), que permite realizar el estimado con mayor precisión. La desviación es de +/- 10 % a +/- 25 %.

ca.- Estimado detallado. Se elabora cuando se tiene información más específica del equipo, antes de la terminación de planos y especificaciones. La desviación es de +/- 5 % a +/- 10 %.

d.- Estimado definitivo. Este tipo de estimado se efectúa cuando se tiene la información completa del equipo, como son planos y especificaciones. La desviación es de +/- 5 %.

### 1.4.- Empleo de las computadoras para cálculos de costos.

Gran parte del cálculo consiste en el acopio y almacenamiento de datos obtenidos de los registros de costos de plantas reales. Después hay que correlacionar y actualizar estos datos y recuperar la

información requerida con rapidez para emplearla en cálculos adicionales de costos. En un estudio muy completo (C. J. Liddle y A. M. Gerrard, The Application Computers to Capital Cost Estimation, Institution of Chemical Engineers, London, 1975, pp 6 - 17) se menciona desde entonces, el creciente empleo de computadoras en las grandes empresas de productos químicos, proveedores de equipo y contratistas, para la recuperación de datos, seguida por correlación simple y la aplicación de los métodos factoriales en el cálculo de costos. Para los proveedores de equipo, las computadoras son de enorme ayuda, porque se eliminan los errores de cálculo al hacer sus cotizaciones. Algunas empresas tienen un sistema automatizado para cotizaciones que eliminan demoras e inexactitudes al cotizar y presentar ofertas. No se requiere una computadora de gran tamaño y el costo del tiempo es bajo en relación con el de la computadora. Los costos de operación de un sistema automatizado para cotizar pueden ser la mitad de los de un sistema manual. Los métodos de cálculo se basan en los sistemas manuales descriptos. Muchas grandes empresas de productos químicos y petroquímicos han creado paquetes de computadoras basados en métodos manuales para los cálculos factoriales. Por lo general, los datos de entrada son el costo del equipo principal (MPI), obtenidos mediante cotizaciones o en los libros de contabilidad. Después, el programa sirve para calcular los costos de erección, tubería, instrumentos, instalación eléctrica, Ingeniería Civil y aislamiento para cada (MPI) a los cuales agregan una serie de factores. Con esto se tienen en cuenta la complejidad del proceso y las dificultades para construcción del (MPI) y así producir un cálculo del costo total de la planta. Por supuesto, se acostumbra agregar índices inflacionarios para actualizar los costos estimados. En las plantas de proceso se suelen utilizar los programas de cálculos de costos con un programa de diseño o de diagrama de flujo para optimizar un componente particular, e incluso toda la planta (A New Guide to Capital Cost Estimating, Institution of Chemical Engineers, Rugby, England, 1977, pp 20 - 21). Se debe recordar que la optimización requiere bastante tiempo de computadora, aunque no hay datos del ahorro logrado con la computadora en este aspecto. También es posible incorporar el cálculo del costo del capital a una evaluación de inversión que incluya pronósticos de gastos y de ingresos por ventas en la computadora. Hay retroalimentación inmediata de la información que permitirá mejor diseño y mejores costos. En algunas plantas se pueden alimentar los datos de costos como subrutina del programa de diseño. En todas estas posibilidades se supone que el costo del empleo de la computadora es razonable.

## II.- INFLACIÓN E ÍNDICES DE COSTOS

### 2.1.- Objetivo.

El presente capítulo tiene como objetivo principal el dar a conocer los conceptos del valor real del dinero en el tiempo, ya que es el medio por el cual las empresas pueden adquirir o proveer bienes con un valor monetario en el mercado, para ello se exponen la inflación y los índices de costos, ya que al comprar o vender equipos de proceso, el Ingeniero de Costos deberá conocer y manejar estos conceptos.

### 2.2.- Inflación.

En la actualidad es necesario evaluar la rentabilidad de las inversiones propuestas cuyas futuras ganancias sufrirán el efecto de la inflación. Hace años se tenían en cuenta los efectos de la inflación porque se pensaba que ya era bastante difícil predecir la tasa de intereses en el mercado y, por lo tanto, la tasa correspondiente de descuento para el futuro flujo de efectivo para todavía tener que preocuparse por la inflación. Pero si no se intenta, cuando menos, tratar de predecir la tasa de inflación y tenerla en cuenta, se pueden alterar en forma notable los aspectos económicos de un proyecto, en especial con las tasas de las cifras que ocurren en casi todo el mundo. Es bien sabido que una cantidad de dinero compra menos bienes y servicios conforme avanza el tiempo. El problema es expresarlo en forma cuantitativa. Las cifras publicadas sobre las tasas de inflación, están basadas en alguna mezcla particular de bienes y servicios que se seleccionan para representar las necesidades materiales de la persona promedio. Hay dos clases de inflación: General (abierta) y diferencial (moderada), con la primera, todos los costos y precios aumentan a una tasa uniforme. Por lo tanto se calculará la misma tasa de inflación sin que importe la mezcla particular seleccionada de bienes y servicios. En el segundo caso, la tasa de inflación dependerá de los patrones de gasto de las personas o las empresas. Por ejemplo, los costos de mano de obra y de material de una empresa pueden sufrir diferentes tasas de inflación. En gran parte, la inflación se vuelve diferencial en campos como impuestos, control de importaciones y control de precios. El efecto de la inflación sobre el valor real de las futuras ganancias de un proyecto no se debe confundir con el efecto de las tasas de intereses de mercado sobre aquellas ganancias. En términos estrictos, la tasa de intereses en el mercado y la inflación no son totalmente independientes, o al menos eso dicen

algunos economistas. Sin embargo aquí las consideramos como si fueran separadas. Debido a cada efecto, un dólar de ingresos por el proyecto, tendrá menor valor que un dólar en caja hoy. El efecto de la tasa de interés se podrá contrarrestar porque se podría efectuar una inversión financiera a la tasa vigente de interés y recuperar ese dólar y los intereses en un plazo de un año. Por contraste, el efecto de la inflación ocurre simplemente porque un dólar puede comprar menos ahora que hace un año por un aumento irreversible de los precios.

### **2.3.- Índices de costos.**

El valor del dinero cambiará debido a la inflación y a la deflación. Por ello los datos de costos sólo pueden ser exactos en el momento en que se obtienen y pronto pueden ser inadecuados. Los datos de costos de equipos y proyectos en el pasado se pueden convertir a valor presente mediante un índice de costos. Para encontrar el costo presente de un artículo, se multiplica su costo histórico por la relación del índice de costos presente dividido entre el índice aplicable en la fecha original. Lo ideal es que cada partida de costo alterada por la inflación se pronostique por separado. Los costos de mano de obra y de construcción, los precios de materias primas y energía y los precios de los productos cambian a diferentes tasas. Para derivar los índices compuestos se suman fracciones ponderadas de los índices de componentes. La mayor parte de los índices de costos son promedios nacionales y los valores en otra localidad pueden variar mucho. En la siguiente tabla 2.3.1 se presenta información de algunos índices de costos en los Estados Unidos.

**TABLA 2.3.1.- Índices de costos para Estados Unidos**

Índices de precios*					Índices de costo de construcción				
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1969	110	107	100	100	283	119	115	119	118
1970	116	110	102	101	301	126	127	129	124
1971	121	114	104	102	319	132	141	148	141
1972	125	119	107	101	330	137	153	164	156
1973	133	135	110	103	344	144	163	177	169
1974	147	161	147	152	398	165	182	189	179
1975	161	175	181	207	444	182	200	207	194
1976	170	182	187	219	472	192	215	224	212
1977	181	194	192	224	505	204	223	241	230
1978	195	209	199	226	545	219	244	259	249
1979	217	234	222	264	599	239	260	281	271
1980	247	269	260	324	660	261	286	301	289
1981	272	293	288	363	721	297	315	329	310
1982	287(Mayo)	299(Junio)	294(Junio)	353(Junio)	746	314	340	356	331
1983	...	...	...	...	761	...	...	379	353

1. Año. 2. Al consumidor. 3. Bienes al mayoreo (todos). 4. Total de industrias químicas y afines.  
 5. Productos químicos industriales. 6. Equipo para productos químicos.++ 7. Plantas de proceso.++  
 8. Refinerías de petróleo.+++ 9. Construcción general.° 10. Edificios en general.°

\* Bureau of Labor Statistics, 1967 = 100.

- Marshall and Swift. Chem. Eng., 1926 = 100.

++ Chem. Eng., índice para plantas 1957 - 1969 = 100.

+++ Índice Nelson para refinerías, Oil Gas J., 1967 = 100.

° Eng. News Rec., 1967 = 100.

La revista Engineering News - Record actualiza dos índices de costos de construcción en sus números marzo, junio, septiembre y diciembre. El Oil and Gas Journal presenta el índice Nelson para refinerías en el primer número de cada trimestre. El índice de costos de plantas Chemical Engineering y el índice Marshall & Swift de costo de equipo aparecen en cada número de la revista Chemical Engineering. En estas publicaciones se indica la desviación o derivación de los valores base. La tabla 2.3.2 está basada en el método sugerido por J. Cran [Eng. Process Econ., 2. 80 - 90 (1977)], quien mostró que se podían derivar índices de costos de razonable exactitud para diferentes países en el empleo de los índices de componentes en la ecuación:

$$(CIP) = 0.327(CI)ST + 0.673(CI)L \quad \text{Donde:}$$

(CI)ST = es el índice de precios del acero y (CI)L = es el índice de salarios en un país en particular.

**TABLA 2.3.2.- Índices internacionales de costos de plantas\***

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
1971	106	107	105	107	109	109	109	110	113	108	112	112	099	113	104
1972	116	114	117	115	116	120	118	126	129	115	124	103	126	107	
1973	125	126	133	123	137	141	132	145	138	128	142	105	132	113	
1974	143	156	162	135	170	168	144	176	154	147	175	108	148	119	
1975	186	199	188	165	204	197	176	240	173	188	217	154	205	149	
1976	214	195	201	189	211	219	174	287	191	219	267	171	245	149	
1977	245	217	211	207	240	256	186	343	195	263	337	182	285	163	
1978	270	233	227	224	260	277	194	356	210	284	397	197	302	176	
1979	286	257	243	244	280	311	203	447	219	328	457	212	348	193	

1. Año. 2. Australia. 3. Austria. 4. Bélgica. 5. Canadá. 6. Dinamarca. 7. Francia.  
8. Republica Federal de Alemania. 9. Irlanda. 10. Holanda. 11. Sudáfrica. 12. España.  
13. Suecia. 14. Gran Bretaña. 15. Estados Unidos.

\* De J. Cran, Eng. Process Econ., 2, 89 - 90 (1977).

NOTA: Estas cifras son del 01 de enero de cada año (1970 = 100)

La mayor parte de los datos se pueden obtener en el United Nations Monthly Bulletin of Statistics o en el informe anual de la Organization for Economic Cooperation and Development (OECD) de la industria del hierro y del acero. En la tabla anterior los índices de precios tienen la base común de 1970=100. Estos valores no relacionan los costos entre un país y otro, porque hay problemas complejos y difíciles; en la tabla se indican tendencias inflacionarias en los costos de plantas desde 1970 para cada país citado. Para el caso de México hasta hoy en día es muy difícil predecir índices inflacionarios, ya que han aumentado de forma irregular, aunado a esto la anulación de los tres ceros del peso, aquí se incluyen las tablas de índices mensuales promedio del Marshall & Swift Cost Index, Índice Nacional de Precios al Consumidor, Índice de Precios al Consumidor en el Distrito Federal y el costo del dólar en pesos mexicanos a partir de 1969 hasta 1994.

INDICE DE PRECIOS AL CONSUMIDOR EN EL D. F. (Fuente: Indicadores Economicos del Banco de México).

AÑO	ENE	FEB	MAR	ABR	MAY	JUN	JUL	AGO	SEPT	OCT	NOV	DIC
1968	30.0	30.0	30.1	30.1	30.1	30.2	30.3	30.3	30.4	30.5	30.6	30.7
1969	30.8	30.9	31.0	31.0	31.0	31.0	31.1	31.1	31.4	32.0	32.1	32.3
1970	32.6	32.5	32.5	32.6	32.7	32.8	32.9	33.0	33.2	33.3	33.7	33.8
1971	34.3	34.3	34.4	34.6	34.7	34.7	34.8	35.1	35.1	35.2	35.3	35.6
1972	35.9	36.0	36.1	36.4	36.2	36.5	36.6	36.9	37.1	37.1	37.4	37.5
1973	38.2	38.2	38.7	39.2	39.6	40.0	40.9	41.1	42.3	42.5	43.0	43.2
1974	40.4	41.2	41.3	41.1	40.5	41.7	42.5	40.4	51.1	52.5	54.1	54.6
1975	55.4	55.6	55.8	56.4	57.0	58.1	59.6	59.4	60.7	60.9	61.2	61.8
1976	61.9	64.0	64.9	65.2	61.7	65.9	66.1	67.0	68.2	71.2	74.9	76.7
1977	75.6	60.6	81.8	80.6	93.2	84.5	85.4	87.4	88.8	90.0	91.2	92.0
1978	94.2	95.2	96.1	97.2	97.9	99.0	100.7	101.9	102.5	103.6	105.3	106.1
1979	109.7	111.5	113.2	114.1	115.2	116.3	117.6	119.7	121.1	123.1	124.5	127.2
1980	135.6	146.4	139.9	141.9	144.1	147.0	151.4	154.1	155.8	158.1	160.7	164.7
1981	170.7	175.0	179.1	183.6	197.2	180.7	193.1	196.7	200.2	204.4	208.5	214.6
1982	204.9	233.6	240.4	253.7	249.0	282.1	297.0	327.5	343.6	361.3	378.0	417.2
1983	465.3	489.9	511.9	542.0	564.8	593.9	610.9	632.4	651.9	672.4	712.4	743.9
1984	791.7	831.9	853.3	897.0	923.2	959.4	957.8	1014.4	1043.7	1080.0	1113.0	1148.4
1985	1256.4	1311.0	1357.8	1397.5	1428.6	1463.9	1516.4	1584.2	1651.0	1715.1	1765.2	1815.5
1986	2070.1	2166.7	2265.5	2374.5	2501.7	2661.1	2759.7	3034.4	3051.1	3372.4	3619.7	3915.9
1987	4213.4	4311.1	4781.7	5191.1	5600.3	6004.7	6495.1	7009.3	7444.0	8046.0	8666.2	9395.9
1988	11536.3	12477.0	13090.1	13468.0	13710.6	14009.0	14239.6	14372.4	14452.6	14535.9	14753.8	15126.6
1989	15461.6	15601.6	15840.3	16093.8	16320.5	16512.6	16659.7	16841.9	17022.8	17209.2	17577.3	18244.7
1990	19195.6	19395.8	19947.2	20307.7	20673.1	21111.7	21535.3	21679.1	22178.1	22461.2	23041.6	23767.0
1991	24305.9	24310.8	25151.9	25396.9	25615.2	25850.0	26055.5	26266.1	26523.6	26922.5	27696.6	28351.1
1992	29311.8	29179.5	29520.6	29735.7	29999.4	30200.6	30352.8	30537.2	30829.6	31019.1	31261.4	31757.9
1993	32171.0	32450.2	32635.1	32824.3	32997.7	33167.4	33221.2	33492.7	33745.2	33869.9	34006.3	34354.5
1994	34597.3	34688.1	34955.0	35030.3	35139.1	35371.8	35520.9	35676.6	35924.1	36101.4	36392.3	36592.7

FALLA DE ORIGEN

INDICE NACIONAL DE PRECIOS AL CONSUMIDOR (Fuente: Indicadores Económicos del Banco de México).

AÑO	ENE	FEB	MAR	ABR	MAY	JUN	JUL	AGO	SEPT	OCT	NOV	DIC
1968	29.0	29.1	29.2	29.3	29.4	29.5	29.6	29.7	29.8	29.9	30.0	30.1
1969	30.2	30.3	30.3	30.4	30.4	30.5	30.7	30.7	31.0	31.3	31.3	31.5
1970	31.8	31.8	31.9	31.9	32.0	32.2	32.3	32.5	32.6	32.6	32.7	33.0
1971	33.3	33.5	33.6	33.8	33.9	34.0	34.0	34.3	34.4	34.4	34.5	34.7
1972	34.8	34.9	35.1	35.3	35.4	35.7	35.8	36.6	36.2	36.2	36.5	36.6
1973	37.1	37.4	37.8	38.4	38.8	39.1	40.1	40.7	41.7	42.2	42.7	44.4
1974	46.0	47.0	47.4	48.0	48.4	48.9	49.6	50.1	50.7	51.7	53.1	53.6
1975	54.2	54.5	54.9	55.3	56.1	57.0	57.5	58.0	58.4	58.7	59.1	59.6
1976	60.8	61.9	62.5	62.9	63.4	63.6	64.2	64.8	67.0	70.8	74.0	75.8
1977	78.2	80.0	81.4	82.6	83.3	84.3	85.3	87.0	88.6	89.3	90.2	91.5
1978	93.5	94.9	95.8	96.9	97.9	99.2	100.9	101.9	103.1	104.3	105.4	106.3
1979	110.0	111.6	113.1	114.2	115.7	116.9	118.4	120.1	121.6	123.7	125.3	127.6
1980	133.8	136.9	139.7	142.1	144.4	147.3	151.4	154.6	156.3	158.6	161.4	165.6
1981	171.0	175.2	178.9	182.9	185.7	188.3	191.6	195.6	199.2	203.6	207.5	213.1
1982	223.7	232.5	241.0	254.1	268.4	281.3	295.8	329.0	346.5	364.5	382.9	423.8
1983	469.9	495.1	519.1	552.0	575.9	597.7	627.3	651.6	671.7	694.0	734.7	766.1
1984	814.8	857.8	894.5	933.2	964.1	999.0	1031.8	1061.1	1092.7	1130.9	1167.7	1219.4
1985	1309.8	1364.2	1417.1	1460.7	1495.3	1532.8	1586.2	1655.5	1721.6	1787.0	1869.5	1996.7
1986	2173.1	2269.9	2375.4	2499.4	2638.3	2807.6	2947.7	3182.7	3373.7	3566.5	3807.5	4108.2
1987	4440.9	4761.3	5076.0	5520.1	5936.2	6365.7	6881.3	7443.7	7934.1	8585.2	9277.0	10647.2
1988	12293.5	13318.9	14000.9	14431.9	14711.1	15011.2	15261.8	15402.2	15490.2	15608.4	15817.3	16147.3
1989	16542.6	16767.1	16948.8	17202.3	17439.1	17650.9	17827.4	17997.3	18169.4	18438.1	18696.9	19327.9
1990	20260.7	20719.5	21084.8	21405.7	21779.2	22258.9	22664.8	23051.0	23379.6	23715.7	24345.4	25112.7
1991	25752.8	26202.3	26576.0	26854.4	27116.9	27401.5	27643.6	27836.0	28113.3	28440.3	29146.4	29832.5
1992	30374.7	30734.6	31047.4	31324.1	31530.7	31744.1	31944.5	32140.8	32420.4	32653.8	32925.1	33393.9
1993	33912.8	34089.1	34287.7	34485.5	34682.6	34877.1	35044.7	35232.3	35493.2	35638.4	35795.6	36068.5
1994	36348.1	36535.1	36722.9	36902.8	37081.1	37266.6	37431.9	37606.4	37873.8	38072.7	38276.2	38611.9

FALLA DE ORIGEN

SALARIO MINIMO GENERAL EN EL D. F. ( Fuente: Comisión Nacional de Salarios Mínimos ).

AÑO	ENE	FEB	MAR	ABR	MAY	JUN	JUL	AGO	SEPT	OCT	NOV	DIC
1968	28.25	28.25	28.25	28.25	28.25	28.25	28.25	28.25	28.25	28.25	28.25	28.28
1969	28.25	28.25	28.25	28.25	28.25	28.25	28.25	28.25	28.25	28.25	28.25	28.28
1970	32.00	32.00	32.00	32.00	32.00	32.00	32.00	32.00	32.00	32.00	32.00	32.00
1971	32.00	32.00	32.00	32.00	32.00	32.00	32.00	32.00	32.00	32.00	32.00	32.00
1972	38.00	38.00	38.00	38.00	38.00	38.00	38.00	38.00	38.00	38.00	38.00	38.00
1973	38.00	38.00	38.00	38.00	38.00	38.00	38.00	38.00	38.00	44.85	44.85	44.85
1974	52.00	52.00	52.00	52.00	52.00	52.00	52.00	52.00	52.00	63.40	63.40	63.40
1975	63.50	63.50	63.50	63.50	63.50	63.50	63.50	63.50	63.50	63.50	63.50	63.50
1976	78.60	78.60	78.60	78.60	78.60	78.60	78.60	78.60	78.60	96.70	96.70	96.70
1977	106.40	106.40	106.40	106.40	106.40	106.40	106.40	106.40	106.40	106.40	106.40	106.40
1978	120.00	120.00	120.00	120.00	120.00	120.00	120.00	120.00	120.00	120.00	120.00	120.00
1979	138.00	138.00	138.00	138.00	138.00	138.00	138.00	138.00	138.00	138.00	138.00	138.00
1980	163.00	163.00	163.00	163.00	163.00	163.00	163.00	163.00	163.00	163.00	163.00	163.00
1981	210.00	210.00	210.00	210.00	210.00	210.00	210.00	210.00	210.00	210.00	210.00	210.00
1982	280.00	280.00	280.00	280.00	280.00	280.00	280.00	280.00	280.00	280.00	364.00	364.00
1983	455.00	455.00	455.00	455.00	455.00	523.00	523.00	523.00	523.00	523.00	523.00	523.00
1984	680.00	680.00	680.00	680.00	680.00	816.00	816.00	816.00	816.00	816.00	816.00	816.00
1985	1060.00	1060.00	1060.00	1060.00	1060.00	1250.00	1250.00	1250.00	1250.00	1250.00	1250.00	1250.00
1986	1650.00	1650.00	1650.00	1650.00	1650.00	2065.00	2065.00	2065.00	2065.00	2065.00	2480.00	2480.00
1987	3050.00	3050.00	3050.00	3660.00	3660.00	3660.00	4500.00	4500.00	4500.00	5625.00	5625.00	6470.00
1988	7765.00	7765.00	8000.00	8000.00	8000.00	8000.00	8000.00	8000.00	8000.00	8000.00	8000.00	8000.00
1989	8640.00	8640.00	8640.00	8640.00	8640.00	8640.00	9160.00	9160.00	9160.00	9160.00	9160.00	10080.00
1990	10080.00	10080.00	10080.00	10080.00	10080.00	10080.00	10080.00	10080.00	10080.00	10080.00	11900.00	11900.00
1991	11900.00	11900.00	11900.00	11900.00	11900.00	11900.00	11900.00	11900.00	11900.00	11900.00	13330.00	13330.00
1992	13330.00	13330.00	13330.00	13330.00	13330.00	13330.00	13330.00	13330.00	13330.00	13330.00	13330.00	13330.00
1993	14.27	14.27	14.27	14.27	14.27	14.27	14.27	14.27	14.27	14.27	14.27	14.27
1994	15.27	15.27	15.27	15.27	15.27	15.27	15.27	15.27	15.27	15.27	15.27	15.27

COSTO DEL DÓLAR EN PESOS MEXICANOS ( Fuente: Banco de México )

AÑO	ENE	FEB	MAR	ABR	MAY	JUN	JUL	AGO	SEPT	OCT	NOV	DIC
1968	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50
1969	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50
1970	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50
1971	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50
1972	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50
1973	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50
1974	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50
1975	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50	12.50
1976	12.49	12.49	12.49	12.49	12.49	12.49	12.49	12.49	19.38	20.75	24.31	20.33
1977	20.85	22.53	22.61	22.57	22.65	22.80	22.85	22.80	22.78	22.75	22.74	22.74
1978	22.74	22.74	22.74	22.74	22.73	22.73	22.74	22.74	22.71	22.71	22.71	22.71
1979	22.71	22.71	22.74	22.75	22.75	22.75	22.75	22.75	22.75	22.76	22.74	22.77
1980	22.77	22.77	22.78	22.81	22.86	22.90	22.95	22.98	22.97	23.03	23.12	23.21
1981	23.33	23.47	23.64	23.85	24.05	24.27	24.51	24.70	25.01	25.31	25.62	25.98
1982	26.35	32.15	45.45	45.65	46.46	47.33	48.20	69.50	70.00	70.00	70.00	80.51
1983	96.56	102.39	106.23	110.19	114.16	118.12	122.09	126.12	130.08	134.05	138.01	141.98
1984	146.01	149.91	153.81	157.77	161.74	165.70	169.67	173.70	177.66	181.63	185.59	190.02
1985	195.28	200.29	205.76	212.16	218.56	224.97	241.84	285.28	297.19	312.04	328.92	354.94
1986	385.82	418.01	456.54	487.32	517.45	553.72	598.87	660.82	720.19	776.13	830.60	889.75
1987	950.75	1016.96	1087.73	1156.94	1230.60	1311.33	1384.36	1454.17	1529.14	1605.25	1697.88	2007.39
1988	2212.43	2247.87	2280.92	2281.00	2281.00	2281.00	2281.00	2281.00	2281.00	2281.00	2281.00	2281.00
1989	2295.39	2324.93	2354.65	2385.07	2415.52	2445.90	2476.48	2507.39	2537.97	2568.45	2599.10	2629.84
1990	2660.42	2690.04	2719.48	2750.17	2780.37	2807.37	2831.74	2865.51	2881.00	2905.39	2927.80	2940.90
1991	2953.17	2964.99	2976.90	2988.96	3001.17	3013.40	3025.55	3037.98	3050.21	3062.35	3069.81	3070.02
1992	3098.67	3105.41	3111.51	3117.57	3123.72	3129.82	3135.92	3142.10	3148.21	3154.68	3165.41	3177.54
1993	3.19100	3.20190	3.21390	3.22690	3.23870	3.25040	3.26280	3.27520	3.28760	3.29960	3.31210	3.32390
1994	3.33400	3.35360	3.36560	3.37760	3.39040	3.40240	3.41400	3.42720	3.43920	3.45160	3.46360	4.00200

MARSHALL & SWIFT COST INDEX ( Fuente: Chemical Engineering).

AÑO	ENE	FEB	MAR	ABR	MAY	JUN	JUL	AGO	SEPT	OCT	NOV	DIC
1968	266.8	267.6	268.4	269.6	270.9	272.1	273.0	273.9	274.8	275.6	276.4	277.20
1969	277.8	278.5	279.1	280.3	281.5	282.7	284.4	286.0	287.7	288.7	289.7	290.70
1970	291.9	293.0	294.2	296.5	298.7	301.0	303.0	305.0	307.0	308.3	309.5	310.80
1971	312.3	313.7	315.2	317.3	319.3	321.4	322.3	323.2	324.1	324.3	324.5	324.70
1972	325.4	326.1	326.8	328.1	329.3	330.6	331.8	332.9	334.1	335.0	335.8	336.70
1973	337.4	338.1	338.8	340.2	341.5	342.9	343.7	344.4	345.2	346.6	348.1	349.50
1974	353.7	358.0	362.2	370.2	378.1	386.1	395.5	404.8	414.2	419.8	425.4	431.00
1975	433.0	435.0	437.0	439.3	441.5	443.8	444.4	445.0	445.6	447.3	448.9	450.60
1976	453.0	455.4	457.8	461.4	464.9	468.5	471.5	474.4	477.4	479.9	482.3	484.80
1977	487.1	489.3	491.6	494.4	497.2	500.0	503.9	507.7	511.6	513.9	516.1	518.40
1978	521.1	523.9	526.6	531.2	535.7	540.3	544.7	549.1	553.5	555.9	558.4	560.80
1979	566.2	571.6	577.0	582.4	587.9	593.3	597.7	602.0	606.4	611.2	616.0	620.80
1980	627.3	633.9	640.4	643.8	647.3	650.7	653.6	656.5	659.4	668.9	678.5	688.00
1981	691.0	693.9	696.9	703.9	710.9	717.9	723.2	728.6	733.9	734.7	735.6	736.40
1982	737.3	738.1	739.0	741.3	743.6	745.9	746.7	747.5	748.3	748.6	749.0	749.30
1983	749.9	750.4	751.0	753.4	755.9	758.3	760.4	762.6	764.7	766.1	767.6	769.00
1984	769.6	770.2	770.8	774.4	778.1	781.7	782.4	783.2	783.9	784.3	784.8	785.20
1985	785.7	786.1	786.6	787.3	788.0	788.7	789.5	790.3	791.1	791.4	791.7	792.00
1986	792.5	793.0	793.5	794.9	796.4	797.8	798.0	798.1	798.3	799.2	800.1	801.00
1987	801.9	802.8	803.7	805.4	807.1	808.8	810.8	812.8	814.8	818.9	822.9	827.00
1988	829.8	832.5	835.3	839.1	842.9	846.7	850.0	853.2	856.5	860.8	865.2	869.50
1989	874.6	879.6	884.7	888.0	891.4	894.7	895.5	896.2	897.0	899.3	901.6	903.90
1990	904.5	905.2	905.8	907.9	910.1	912.2	914.1	916.0	917.9	920.1	922.3	924.50
1991	924.9	925.2	925.6	926.6	927.6	928.6	930.8	932.9	935.1	934.4	933.6	932.90
1992	932.9	932.9	932.9	936.4	940.0	943.5	945.6	947.6	949.7	948.5	947.3	946.10
1993	948.2	950.3	952.4	957.1	961.9	966.6	966.7	966.8	966.9	968.2	969.5	970.80
1994	974.0	977.1	980.3	983.8	987.3	990.8	993.2	995.7	998.1	1001.1	1004.0	1007.0

### **III.- TÉCNICA MODULAR Y DATOS PARA LA ESTIMACIÓN PRELIMINAR RÁPIDA DE COSTOS DE LOS EQUIPOS**

#### **3.1.- Objetivo.**

Una de las fases críticas al final de la etapa conceptual para un proyecto de una planta de proceso, ocurre cuando se ha de preparar una evaluación económica. Frecuentemente, muchos estudios de costos son generados y analizados para procesos alternativos antes de que emerja una buena imagen de la estructura económica del proyecto. Es importante en ésta etapa, tener los estimados de costos de capital tan exactos como sea posible. Y es también importante usar técnicas consistentes de estimados para comparar las alternativas sobre estas mismas bases, y hacer comparaciones entre proyectos. La información en el presente trabajo está dirigida a éstos dos objetivos. Gráficas y tablas son presentadas para costos de capital de una gran variedad de componentes del equipo mayor usado en plantas de proceso. Estos datos están basados sobre reciente información (marzo de 1969), obtenida de los vendedores de equipo. También se presenta una técnica de módulos para estimar el costo de una unidad o una planta instaladas. Éste método se desarrolló basado en la retroalimentación de datos provenientes de 42 proyectos de plantas de proceso. Esperamos que el uso de los datos y técnicas presentados aquí, permitan a los ingenieros rápidamente ensamblar una gran variedad de estimados de costo que sean reconocidos como de relativa exactitud, debido a las fluctuaciones e incertidumbres en el trabajo conceptual e inspire alguna consistencia profesional en las técnicas de estimados, terminología y presentación de datos-costo.

#### **3.2.- Concepto de módulo.**

La aplicación del concepto modular para la estimación del costo de plantas de proceso está mostrado en la siguiente figura:(3.2.1 ). Todos los costos de los elementos mayores están agrupados dentro de seis módulos distintos, cinco directos y uno indirecto, como sigue:

- Procesamiento químico.
- Manejo de sólidos.
- Desarrollo de sitio.
- Edificios industriales.
- Facilidades de sitio.
- Indirectos del proyecto.

Un módulo de estimación representa a un grupo de elementos del costo con características y relaciones similares. Cada módulo puede ser integrado o combinado con otros módulos en los niveles de costo por material y mano de obra (M & L), ingresando datos que sean consistentes en términos de costo. Cada módulo de costo-directo contiene tales términos como costos de equipo, erección, mano de obra, etc., los cuales son desarrollados usando técnicas de estimación basadas sobre los costos de datos presentados en este trabajo. Y una vez que el total de costos sean establecidos, todos los costos directos pueden ser prolongados para transformar los "costos modulares sencillos" tal y como se muestra en la siguiente figura (3.2.1) mediante el uso del factor de costos indirecto (considerado aquí como una constante para un proyecto en particular). Esto permite generar alternativas que sean rápidamente sopesadas sin tener que ajustar todos los elementos de costo indirecto para cada evaluación.



### **3.2.1.- Módulos de equipo.**

Todos los módulos de proceso químico están ensamblados a partir de siete combinaciones de elementos primarios de costo:

1. Equipo fob. costo.
2. Directo de materiales.
3. Directo de mano de obra en campo.
4. Directo M & L costo.
5. Indirectos costos.
6. Costo modular sencillo.
7. Costo modular total.

14 elementos secundarios de costo, los costos directos por concepto de materiales en campo:

1. Tubería.
2. Concreto.
3. Acero.
4. Instrumentos.
5. Eléctrico.
6. Aislamiento.
7. Pintura.

Los costos de instalación:

8. Material de erección.
9. Equipo de erección.

Y los indirectos:

10. Fletes, seguros e impuestos.
11. Sobrecosto de construcción.
12. Ingeniería.
13. Contingencias\*.
14. Honorarios del contratista.\*\*

\*Las contingencias no son relaciones estadísticas para ser usadas aquí. Es esencialmente una tolerancia para cubrir términos no estimados directamente, pero que son conocidos para existir en una planta de proceso. Las técnicas de estimación conceptual aplican a aproximadamente 80-90 % del costo total estimado del proyecto; contingencias monetarias cubren los costos adicionales para efectuar la predicción hasta un 100 %. Se espera que estos costos sean cubiertos. Contingencia en este sentido, no es una medida exacta.

\*\*Los honorarios del contratista están usualmente basados en el "el total de contingencias monetarias manejadas" y deberían de estar antes de que el costo total del módulo o "precio de venta" sea establecido.

Los elementos primarios establecen las relaciones claves y los dólares del trabajo estructural a estimar: Elementos secundarios "de relleno" cuando son necesarios durante el desarrollo del proyecto. Los factores de tubería en lo módulos de instalación fueron desarrollados a partir de un análisis de algunas 42 plantas químicas y petroquímicas. Cada factor está basado sobre una evaluación de módulos muestra de cada equipo mayor, esa rúbrica de "factor" incluye tubería de proceso asociada, bridas, accesorios, válvulas, válvulas de control (todas por encima de dos pulgadas), junto con la tubería auxiliar (drenes, etc.) por abajo de las dos pulgadas, tubería subterránea, tubería del patio y soportería (incluyendo combustible líquido y gaseoso, vapor, agua de enfriamiento, líneas de alimentación y producto, etc. y todos los otros servicios dentro de los límites de batería del proceso). La mayor parte de esta tubería no está mostrada en los diagramas de flujo de proceso, pero deben de ser cubiertas en las predicciones monetarias. Estos factores han sido acertadamente usados para asistir el trabajo conceptual y generar los costos estimados "norma". Por supuesto, usualmente es necesario ajustarlos para que reflejen las características individuales tal y como se desarrolla un proyecto particular y hacer más confiable la información. De esta manera, un módulo de equipo de proceso representa el costo de un equipo de proceso como pieza mayor (tales como intercambiadores de calor, recipientes a presión, bombas, compresores, etc.), junto con los dólares para materiales de campo, mano de obra en campo, e indirectos necesarios para instalar el equipo en un "circuito" de proceso químico. El valor en dólares de cada elemento de costo (excepto indirectos) en un módulo particular se obtiene a partir del costo fob. del

equipo mediante el uso de factores de relaciones establecidas a partir de retroalimentación de datos y "normalizado" para acero al carbón (CS) y magnitud de dólares. Estos factores están localizados en la sección datos-costo (figuras 3.5.1 a 3.8.1) y tablas (3.5.1 a 3.8.3) adyacentes a cada gráfica de costo de equipo de proceso. Su identificación en cada caso se da mediante magnitudes múltiples de dólares.

Tabla 3.2.1.1

Módulo	Magnitud en dólares, \$ 100.000
A	Hasta 2
B	2 a 4
C	4 a 6
D	6 a 8
E	8 a 10

El término múltiple, aplica aquí a los dólares totales de un grupo de equipos, tales como todos los intercambiadores, todas las bombas, etc., en un circuito de proceso. Si una pieza de equipo solamente es considerada, use la siguiente tabla para módulos singulares:

Tabla 3.2.1.2.- Módulos de instalación para unidades singulares.

Módulo	Tubo y Enfriado Recipientes Recipiente Bombas y Compresores					
	coraza	res con	de proceso	s de	motores	y motores
	aire	(V)	(H)			
	III A	III B	III C	III D	III E	III F
Costo fob. del equipo (E)	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
Tubería	46,10	18,20	60,60	42,00	30,50	20,90
Concreto	5,10	1,90	10,00	6,30	4,00	12,40
Acero	3,10	.....	8,00	.....	.....	.....
Instrumentos	10,20	4,80	11,50	6,30	3,00	8,30
Eléctrico	2,00	12,00	5,00	5,20	31,00	15,80
Aislamiento	4,90	.....	8,00	5,20	2,50	2,60
Pintura	0,50	0,60	1,30	0,50	0,80	0,50
Materiales en campo (m)	71,90	37,50	104,40	65,50	71,80	60,50
Directo de materiales, M=(E+m)	171,90	137,50	204,40	165,50	171,80	160,50

Material de erección	55,80	31,50	84,50	53,30	60,50	50,40
Material de asentamiento	8,50	6,40	15,50	10,50	10,40	12,50
Directo, mano de obra en campo (L)	64,30	37,90	100,00	63,80	70,90	62,90
Costo directo (M & L)	236,20	175,40	304,40	229,30	242,70	223,40
Fletes, seguros e impuestos	8,00	8,00	8,00	8,00	8,00	8,00
Costo indirecto	94,40	70,20	121,60	91,70	97,10	89,40
Costo modular sencillo	338,60	253,60	434,00	329,00	347,80	320,80
Relaciones L/M	0,37	0,27	0,49	0,39	0,42	0,39
Factor por material (E+m)	1,72	1,38	2,04	1,65	1,72	1,61
Factor de costo directo (M&L)	2,36	1,75	3,04	2,29	2,43	2,23
Factor Indirecto	0,40	0,40	0,40	0,40	0,40	0,40
Factor modular	3,39	2,54	4,34	3,29	3,48	3,21

NOTA: Todos los datos están basados sobre 100 para equipo dentro de límites de batería.

### 3.2.2- Módulo de proceso químico.

Un módulo de proceso químico es una compilación de módulos múltiples de equipos de proceso a nivel (M & L), y representa el costo directo para un circuito de proceso. El costo incluye equipo con tuberías e instrumentación, acero para trabajo menor tal como plataformas, soportes (no estructurales mayores), cimentaciones y subestructuras de concreto (sin pilotes), aislamiento y pintura. Porque de las interrelaciones de muchas variables dentro de este módulo (tales como equipo mezclado, relaciones de aleaciones, relaciones mano de obra/material, magnitud de dólares), es útil ensamblar un estándar o un módulo de proceso "norma" como referencia. El módulo de proceso "norma" ensamblado aquí también es útil para ilustrar de cómo utilizar la información de los diagramas datos-costo. Esto está basado en una mezcla de equipos para obtener un equipo promedio, y las magnitudes de dólares son obtenidas a partir de proyectos observados.

Tabla 3.2.2.1.- Datos promedio de diversos equipos.

	Promedio % total del equipo	Promedio magnitud de dólares, \$
Hornos	14,0	300.000
Intercambiadores	18,0	396.000
Recipientes de proceso (V)	15,0	340.000
Recipientes de proceso (H)	8,0	176.000
Bombas y motores	7,0	154.000
Compresores	30,0	660.000
Tanques de sitio	8,0	174.000
Total de equipos	100,0	2.200.000

Usando las magnitudes en dólares del equipo y los módulos múltiples de instalación en las secciones datos-costo, la integración de costo del elemento primario, puede ser hecha en términos de un porcentaje del costo total del equipo (E) como se muestra en la siguiente tabla:

Tabla 3.2.2.2.- Desarrollo de un módulo de proceso utilizando datos de costo.

\$ Magnitud	300.000	396.000	340.000	176.000	154.000	660.000	174.000	2'200.000
	Hornos	Cambiad ores	Recipien tes (V)	Recipien tes (H)	Bombas y motores	Compres ión	Tanques	Módulo total
Costo fob. del equipo (E)	14.00 %	18,00 %	15.00 %	8,00 %	7,00 %	30,00%	8,00 %	100,00 %
Tubería								
Concreto								
Acero								
Instrumentos	* 1,34	* 1,71	* 2,03	* 1,63	* 1,72	* 1,58	* 1,20	* 1,62
Eléctrico								
Aislamiento								
Pintura								
Materiales en campo (m)								
Directo de materiales, M=(E+m)	18,8	30,78	30,45	13,04	12,04	47,40	9,60	162,
Material de erección	* 0,22	* 0,37	* 0,47	* 0,36	* 0,41	* 0,37	* 0,11	* 0,36
Material de asentamiento								
Directo de mano de obra en campo (L)	4,14	11,38	14,31	4,69	4,93	17,53	1,06	58,
Costo directo (M & L)	22,94	42,16	44,76	17,73	16,97	64,93	10,66	220,

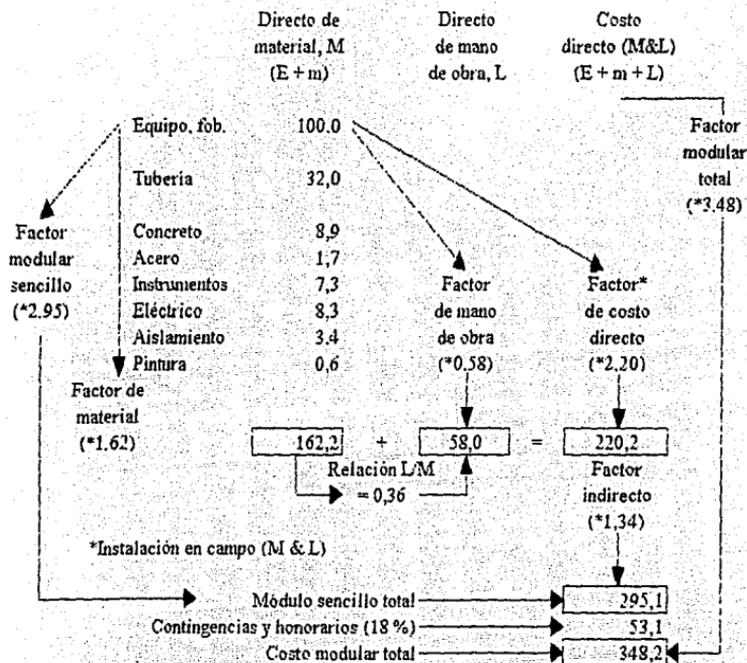
Únicamente los elementos primarios de costo necesitan ser evaluados en esta etapa mediante la utilización de todos los factores. Los elementos secundarios pueden ser llenados por los factores necesarios cuando sea necesario a partir de los factores de un módulo individual.

Costo fob. del equipo (E)	14,0 %	18,0 %	15,0 %	8,0 %	7,0 %	30,0 %	8,0 %
Tubería	2,52	8,12	8,92	3,20	2,13	6,13	0,88
Concreto	1,40	0,99	1,47	0,49	0,28	3,64	0,64
Acero	.....	0,54	1,18	.....	.....	.....	.....
Instrumentos	0,56	1,82	1,75	0,48	0,22	2,44	.....
Eléctrico	0,28	0,36	0,74	0,41	2,17	4,28	.....
Aislamiento	.....	0,86	1,20	0,41	0,18	0,76	.....
Pintura	.....	0,09	0,19	0,05	0,06	0,15	0,08
Materiales en campo, m	4,8	12,78	15,45	5,04	5,04	17,40	1,60
Material de erección	4,14	9,85	12,21	4,08	4,25	14,40	1,00
Equipo de asentamiento	Incl	1,53	2,10	0,61	0,68	3,13	0,06

Nota: Todos los datos están basados sobre un porcentaje total del equipo, E

Usando estos factores de costo directo y un factor de costo indirecto = 1.34 se puede ensamblar el siguiente módulo de proceso típico basado en un porcentaje del costo del equipo. Estos factores pueden ser usados para un trabajo conceptual posterior, considerando que los ajustes son hechos para desviaciones conocidas. Por supuesto, donde los datos estén disponibles, es preferible construir su propio módulo de costos.

Fig. 3.2.2.1.- Módulo de proceso químico.



El módulo de proceso químico representa el costo de productividad y mano de obra en U.S. (costa del golfo) a mediados de 1968. Los factores de relación están basados en acero al carbón y equivalen a un % del total del equipo.

### 3.3.- Definición de factores.

**Factor de material.**- Indica la relación entre los costos totales del equipo (E) y el total de los materiales de campo asociados con el equipo (m). Este factor incluye los costos directos por materiales y su rango debe estar entre 1.42 a 1.75 dependiendo esto del grado de complejidad del circuito. El módulo "norma" indica 1.62

**Factor por mano de obra.**- Incluye el total de los costos por mano de obra requerida en campo para instalar el equipo y además los materiales de erección. Esto representa el costo directo por mano de obra en campo (L), que generalmente deberá estar en el rango de 0.54 a 0.66 del costo total del equipo dependiendo mayormente de la relación existente entre mano de obra y material (relación L/M). El módulo "norma" indica 0.58.

**Relación L/M.**- Representa la relación del costo directo por mano de obra y por materiales. La relación L/M varía con respecto a cada actividad (ver artículo) y es una importante medida de la productividad y su valor fluctúa en el rango de 0.32 a 0.40 para construcciones dentro de U.S.. El módulo "norma" indica 0.36. (Este factor es particularmente sensible a los costos del dinero, de la eficiencia de mano de obra contratada y las condiciones de sitio que varían extensivamente).

**Factor de costo directo (M & L).**- Es una relación de los dólares fob del equipo al costo del equipo juntamente con los materiales en campo y la mano de obra en campo necesarios para la instalación del equipo sobre un sitio preparado. Esto representa los costos de instalación en campo para el circuito del proceso y deberá estar en el rango de 1.80 a 2.60. El módulo "norma" indica 2.20.

**Factor de costo indirecto.**- Incluye a todos los elementos de costo indirecto asociados con el módulo o proyecto que esté listado en la tabla I del artículo. El valor total en dólares de esos elementos es particularmente sensible a aleaciones metálicas, relaciones L/M, productividad de mano de obra, supervisión en campo, localización de sitio y magnitud de dólares; el rango de este factor varía del 32 al 45 % de los costos directos. Un factor "norma" de 1.34 ha sido establecido para que represente los costos indirectos de un proceso en la costa del golfo de los U.S. a mediados de 1968.

**Factor modular sencillo.**- Incluye a todos los elementos de costo directos e indirectos en el módulo de proceso y se utiliza como multiplicador sobre costos de equipo; es una medida de los dólares requeridos para integrar un equipo en particular o piezas múltiples de equipo dentro de un circuito particular del proceso. Este factor varía entre 2.38 y 3.64. El factor modular "norma" indica 2.95.

**Factor modular total.**- Representa todos los costos estimados en el módulo sencillo más las contingencias necesarias consideradas para el ajuste de elementos no listados o insuficiente definición en el alcance del proyecto, lo cual se representa como 10 a 20 % y los honorarios del licenciadore que usualmente van del 3 al 5 %. El factor modular "norma" indica 3.48 y esto incluye factores del 15 % por contingencias y 3 % de honorarios. En términos generales, la mano de obra directa de construcción, son las horas-hombre utilizadas para montaje e instalación completa de equipo y materiales multiplicados por el costo promedio de la hora - hombre. Los indirectos de construcción dependen de políticas de control de obras aunque normalmente se consideran de la siguiente forma:

- a) Fletes, seguros e impuestos.
- b) Administración de construcción.
- c) Ingeniería y procura.
- d) Material y equipo de consumo.

La utilización de un estimado por este método se muestra en la figura anterior del módulo. Las gráficas de Guthrie están construidas a partir de un tipo particular de equipo y de allí las escala a otros tipos del mismo equipo por medio de factores apropiados, los hornos de proceso, basados en hornos tipo caja con tubos de acero al carbón en la sección radiante a una presión de diseño de 500 psi relacionado al costo del equipo instalado en campo. Después se calculan diferentes costos por el método exponencial y graficar de acuerdo al calor absorbido con datos de mediados de 1968 en papel logaritmico, el costo obtenido de la gráfica le llamó costo base, de aquí escala a diferentes tipos del mismo equipo como calentadores de proceso, pirólisis y reformadores (sin catalizador), con diferentes tipos de materiales aleaciones cromo-molibdeno y acero inoxidable, además de considerar diferentes presiones de diseño, introduciendo los valores de los factores  $F_d$ ,  $F_m$  y  $F_p$ . Y estimar el índice de escalación debido a la inflación para aplicar el modelo matemático, procediendo a calcular así el costo estimado del equipo.

#### **3.4.- Regresión con Mínimos cuadrados.**

Cuando se asocia un error sustancial con los datos, la interpolación polinomial es incorporada y puede llevar a resultados no satisfactorios cuando se usa para predecir valores intermedios. Los datos experimentales a menudo son de este tipo. Una estrategia más apropiada en estos casos es la de obtener una función aproximada que ajuste "adecuadamente" el comportamiento a la tendencia general de los datos sin coincidir necesariamente con cada punto en particular. Una manera de determinar el tipo de

línea, es inspeccionar visualmente los datos graficados y luego trazar "la mejor línea" a través de los puntos. Aunque este enfoque recurre al sentido común y es válido para cálculos a "simple vista" es deficiente, ya que es arbitrario. Es decir, a menos que los puntos definan una línea recta (en cuyo caso la interpolación sería apropiada), cada analista trazará rectas diferentes. La manera de quitar esta subjetividad es considerar un criterio que cuantifique la suficiencia del ajuste. Una forma de hacerlo es obtener una curva que minimice la diferencia entre los datos y la curva. En este subcapítulo se analiza un método para llevar a cabo este objetivo y se le llama regresión con mínimos cuadrados.

**a. Regresión lineal.** El ejemplo más simple de una aproximación con mínimos cuadrados es el ajuste de una línea recta a un conjunto de parejas de datos observadas:  $(x_1, y_1)$ ,  $(x_2, y_2)$ , ...,  $(x_n, y_n)$ . La expresión matemática de una línea recta está representada por la ecuación (3.4.1), y si se considera un error con respecto a cada evaluación del dato experimental y el dato ajustado queda (3.4.2):

$$y = a_0 + a_1x \quad \dots(3.4.1)$$

$$y = a_0 + a_1x + E \quad \dots(3.4.2)$$

Despejando el error de la ecuación anterior y tomando la suma de los errores de las n parejas de datos:

$$E = y - a_0 - a_1x \quad \dots(3.4.3)$$

$$\sum_{i=1}^{i=n} E_i = \sum_{i=1}^{i=n} (y_i - a_0 - a_1x_i) \quad \dots(3.4.4)$$

Con el objeto de minimizar el error se elevan al cuadrado ambos lados de la ecuación anterior obteniéndose la suma de residuos ( $S_r$ ) y posteriormente se genera el modelo (3.4.6):

$$S_r = \sum_{i=1}^{i=n} E_i^2 = \sum_{i=1}^{i=n} (y_i - a_0 - a_1x_i)^2 \quad \dots(3.4.5)$$

$$S_r = \sum_{i=1}^{i=n} (y_i - a_0 - a_1x_i)^2 \quad \dots(3.4.6)$$

Para determinar los valores de las constantes  $a_0$  y  $a_1$  se deriva parcialmente la ecuación (3.4.6) con respecto a cada uno de los coeficientes considerando las sumatorias desde  $i = 1$  hasta  $n$ .

$$\frac{\partial S_r}{\partial a_0} = -2 \sum (y_i - a_0 - a_1x_i) \quad \dots(3.4.7)$$

$$\frac{\partial S_r}{\partial a_1} = -2 \sum (y_i - a_0 - a_1x_i)x_i \quad \dots(3.4.8)$$

Para generar un mínimo, las ecuaciones derivadas (3.4.7) y (3.4.8) se igualan a cero:

$$0 = \sum y_i - \sum a_0 - \sum a_1x_i \quad \dots(3.4.9)$$

$$0 = \sum x_i y_i - \sum a_0 x_i - \sum a_1 x_i^2 \quad \dots(3.4.10)$$

Ahora, considerando que  $\sum a_0 = na_0$ , el par de ecuaciones se puede expresar como un conjunto de dos ecuaciones lineales simultáneas con dos incógnitas ( $a_0$  y  $a_1$ ).

$$na_0 + a_1 \sum x_i = \sum y_i \quad \dots(3.4.11) \qquad a_0 \sum x_i + a_1 \sum x_i^2 = \sum x_i y_i \quad \dots(3.4.12)$$

Despejando  $a_0$  de la ecuación (3.4.11) se obtiene el modelo (3.4.13), que sustituyéndolo en (3.4.12), y despejando  $a_1$ , resulta el modelo (3.4.14), con lo cual quedan definidas los dos incógnitas que son los coeficientes ( $a_0$  y  $a_1$ ).

$$a_0 = \frac{\sum y_i - a_1 \sum x_i}{n} \quad \dots(3.4.13) \qquad a_1 = \frac{n \sum x_i y_i - \sum x_i \sum y_i}{n \sum x_i^2 - (\sum x_i)^2} \quad \dots(3.4.14)$$

Finalmente se presenta el coeficiente de correlación ( $r$ ) en la ecuación (3.4.15), cuando el valor de  $r = 1$  indica que la exactitud del ajuste es perfecta.

$$r = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^{i=n} (y_i - \bar{y})^2 - \frac{(\sum_{i=1}^{i=n} (y_i - a_0 - a_1 x_i))^2}{n}}{\sum_{i=1}^{i=n} (y_i - \bar{y})^2}} \quad \dots(3.4.15) \qquad \text{Donde:} \qquad y = \frac{\sum_{i=1}^{i=n} y_i}{n} \quad \dots(3.4.16)$$

Como se observa, las constantes quedan definidas con los datos experimentales para el modelo de la ecuación (3.4.1). Las siguientes figuras presentadas en este capítulo utilizan gráficas tipo  $\log(x)$  contra  $\log(y)$ , por lo que los libros sugieren utilizar la ecuación (3.4.17) que corresponde a un modelo no lineal conocido como ecuación elevada a una potencia, obteniendo los logaritmos de ambos lados de este modelo, se genera la ecuación (3.4.18), y utilizando las propiedades de los logaritmos se llega hasta la ecuación (3.4.20) (siendo del mismo tipo que 3.4.1), que ya corresponde a un modelo lineal donde  $\log(a_0)$  es la intersección con el eje de las abscisas y  $a_1$  es la pendiente de la recta, pudiéndose así, utilizar el método de los mínimos cuadrados.

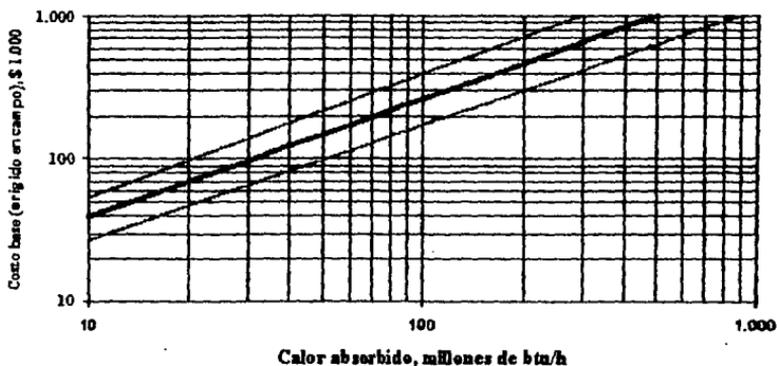
$$y = a_0 x^{a_1} \quad \dots(3.4.17) \qquad \log(y) = \log(a_0 x^{a_1}) \quad \dots(3.4.18)$$

$$\log(y) = \log(a_0) + \log(x^{a_1}) \quad \dots(3.4.19) \qquad \log(y) = \log(a_0) + a_1 \log(x) \quad \dots(3.4.20)$$



Al aplicar las ecuaciones (3.3.12) y (3.4.13) a las columnas de datos  $\log(x)$ ,  $\log(y)$  se obtienen los valores para las constantes:  $x$ ) y al obteniendo el modelo de la recta en la que están graficados el calor absorbido del horno en millones de Btu/h contra el costo base correspondiente a la línea del centro.

**Fig. 3.5.1.- Hornos de proceso.**



**TABLA 3.5.2- Factores de ajuste**

Tipo de diseño	Fd	Material de los tubos en Fm*	Presión de diseño en psig	Fp*
		la sección radiante		
Calentadores de proceso	1.00	Acero al Carbón	Hasta	500 0.00
Pirólisis	1.10	Cromo/molibdeno		1,000 0.10
Reformador	1.35	Inoxidable		1,500 0.15
(sin catalizador)				2,000 0.25
				2,500 0.40
				3,000 0.60

(\*)- Si estos factores se utilizan individualmente, agregar 1.00 a los valores.

**TABLA 3.5.3.- Módulos de instalación en campo**

Módulo	1A	1B	1C	1D	1E
magnitud base dólares, \$100,000	hasta 2	2 a 4	4 a 6	6 a 8	8 a 10
Costo del cambiador erigido, E	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0
Tubería	18.5	18.0	17.7	17.5	17.5
Concreto	10.3	10.0	9.9	9.8	9.7
Acero	-	-	-	-	-
Instrumentos	4.1	4.0	3.9	3.9	3.9
Eléctrico	2.1	2.0	2.0	2.0	1.9
Aislamiento	-	-	-	-	-
pintura	-	-	-	-	-
Materiales en campo, m	35.0	34.0	33.5	33.2	33.0
Directo material, E + m = M	135.0	134.0	133.5	133.2	133.0
Materiales de erección	30.5	29.6	29.2	28.9	28.7
Equipo de asentamiento	-	-	-	-	-
Directo de mano de obra, L	30.5	29.6	29.2	28.9	28.7
Costo directo M & L	165.5	163.6	162.7	162.1	161.7
Fletes, seguros, impuestos	-	-	-	-	-
Costo indirecto	61.2	55.6	53.7	53.5	51.7
Costo modular sencillo	226.7	219.2	216.4	215.6	213.4
Relaciones L / M	0.23	0.22	0.22	0.21	0.21
Factor de material, E + m	1.35	1.34	1.34	1.33	1.33
Factor de costo directo, M & L	1.65	1.64	1.63	1.62	1.62
Factor de costo indirecto	0.37	0.34	0.33	0.33	0.32
Factor modular (norma)	2.27	2.19	2.16	2.15	2.13

Nota: Todos los datos están basados sobre 100 para equipo, E

Las magnitudes en dólares están basadas en acero al carbón.

### 3.6.- Calentadores a fuego directo.

Requerido: tipo de calentador, Calor absorbido en Btu/hr, Presión de diseño en psig, material de los tubos en la sección radiante.

Bases de la figura: Tipo de calentador de proceso, Construcción cilíndrica, tubos de acero al carbón, presión de diseño de 500 psig,

Tiempo base: Mediados de 1968.

Incluye: Instalación completa en campo e indirectos de contratistas.

Índice = Índice actual/índice a mediados de 1968.

Ecuación para el cálculo del costo base:

calentador a fuego directo, \$ = [costo base(Fd+Em+Ep)]Índice ... (3.6.1).

**TABLA 3.6.2 Datos experimentales. (De la fig. 3.6.2.).**

calor	costo1	costo2	costo3	log(calor)	log(costo1)	log(costo2)	log(costo3)
1	4,4791756	5,37862943	5,95526335	0	0,65119809	0,73067162	0,77490097
2	7,47594116	9,33984914	10,9386509	0,30103	0,87366587	0,97033986	1,03896376
3	10,0879097	12,8984283	15,6109953	0,47712125	1,00380119	1,11053679	1,19343059
4	12,4776747	16,2184034	20,0921565	0,60205999	1,09613366	1,2100081	1,30302655
5	14,7147298	19,3715351	24,4363189	0,69897	1,16775229	1,28716404	1,38803578
6	16,8371652	22,3977829	28,6743369	0,77815125	1,22626897	1,35020503	1,45749338
7	18,8687931	25,3224329	32,8260742	0,84509804	1,27574412	1,40350543	1,51621895
8	20,8257881	28,1628328	36,9053513	0,90308999	1,31860145	1,44967634	1,56708934
9	22,7197885	30,9315698	40,9223169	0,95424251	1,35640428	1,49040196	1,61196021
10	24,5595314	33,6381633	44,8847257	1	1,39022008	1,52683228	1,65209858
20	40,9909385	58,4117896	82,4444388	1,30103	1,61268786	1,76650051	1,91616137
24,9232994	48,2303359	69,5975571	100	1,39660553	1,68332029	1,842594	2
39,2926997	67,5195619	100	149,082794	1,59431187	1,82942962	2	2,17342752
50	80,6815584	121,150354	184,176149	1,69897	1,90677428	2,08332469	2,26523339
60	92,3189721	140,076629	216,118024	1,77815125	1,96529096	2,14636568	2,33469099
66,8524638	100	152,671617	237,62362	1,82511743	2	2,18375831	2,37588961
80	114,18878	176,131481	278,155049	1,90308999	2,05762343	2,24583699	2,44428695
90	124,573674	193,447273	308,430855	1,95424251	2,09542627	2,28656261	2,48915782
100	134,661071	210,374417	338,295468	2	2,12924206	2,32299293	2,52929618

$a_0 = 0,65119809$      $0,73067162$      $0,77490097$   
 $a_1 = 0,73902199$      $0,79616065$      $0,8771976$   
 $r_i = 0,99991825$      $0,99999945$      $0,99986255$

Al aplicar las ecuaciones (3.4.12) y (3.4.13) a las columnas de datos  $\log(x)$ ,  $\log(y)$  se obtienen los valores para las constantes:  $n_0$  y  $a_1$  obteniendo el modelo de la recta en la que están graficados el calor absorbido del calentador en millones de Btu/h contra el costo base correspondiente a la línea del centro.

Fig. 3.6.1.- Calentadores a fuego directo.

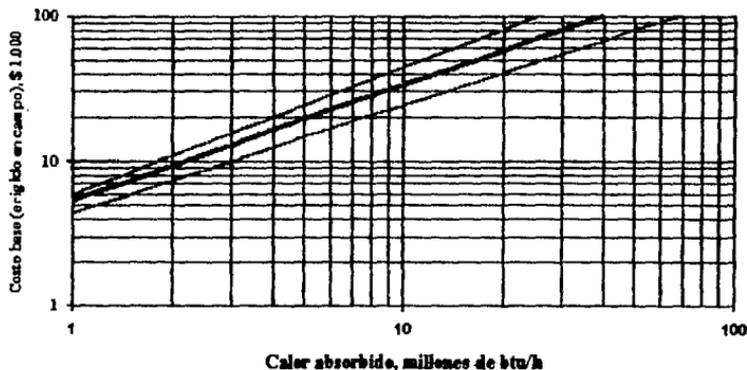


TABLA 3.6.2.- Factores de ajuste

Tipo de diseño	Fd	Material de los tubos en la sección radiante	Fm*	Presión de diseño en psi	Fp*
Cilíndrico	1.00	Acero al Carbón	0.00	Hasta 500	0.00
Dowtherm	1.33	Cromo/molibdeno	0.45	1,000	0.15
		Inoxidable	0.50	1,500	0.20

(\*).- Si estos factores se utilizan individualmente, agregar 1.00 a los valores.

FALLA DE ORIGEN

**TABLA 3.6.3.- Módulos de instalación en campo**

Módulo	2A	2B	2C	2D	2E
magnitud base dólares, \$100,000	hasta 2	2 a 4	4 a 6	6 a 8	8 a 10
Costo del cambiador erigido, E	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0
Tubería	15.5	15.0	14.8	14.6	14.6
Concreto	10.3	10.0	9.9	9.8	9.7
Acero	-	-	-	-	-
Instrumentos	5.1	5.0	4.8	4.8	4.7
Eléctrico	2.1	2.0	2.0	2.0	1.9
Aislamiento	-	-	-	-	-
pintura	-	-	-	-	-
Materiales en campo, m	33.0	32.0	31.5	31.2	30.9
Directo material, E + m = M	133.0	132.0	131.5	131.2	130.9
Materiales de erección	29.9	29.0	28.6	28.3	28.1
Equipo de asentamiento	-	-	-	-	-
Directo de mano de obra, L	29.9	29.0	28.6	28.3	28.1
Costo directo M & L	162.9	161.0	160.1	159.5	159.0
Fletes, seguros, impuestos	-	-	-	-	-
Costo indirecto	60.3	54.7	52.8	52.6	50.9
Costo modular sencillo	232.2	215.7	212.9	212.1	209.9
Relaciones L / M	0.22	0.22	0.22	0.21	0.21
Factor de material, E + m	1.33	1.32	1.31	1.31	1.31
Factor de costo directo, M & L	1.63	1.61	1.60	1.59	1.59
Factor de costo indirecto	0.37	0.34	0.33	0.33	0.32
Factor modular (norma)	2.23	2.16	2.13	2.12	2.10

Nota: Todos los datos están basados sobre 100 para equipo, E

Las magnitudes en dólares están basadas en acero al carbón.

### 3.7.- Cambiadores de calor de tubo y coraza.

Requerido: Área superficial en pies cuadrados, tipo de diseño, material de tubos y coraza, presión de diseño, temperatura de diseño.

Bases de la figura: Cabezal flotante, construcción de acero al carbón, presión de diseño, 150 psi.

Tiempo base: Mediados de 1968.

Exponente: 0.65

Incluye: Fabricación completa.

Índice = Índice actual/índice a mediados de 1968.

Ecuación para el cálculo del costo base:

cambiador de calor, \$ = [costo base(Fd+Fd)Fm]Índice ... (3.7.1).

TABLA 3.7.1.- Datos experimentales.

(De la Fig. 3.7.1.)

Cambiadores de calor de tubo y coraza (área=100)

calor	costo1	costo2	costo3	log(calor)	log(costo1)	log(costo2)	log(costo3)
1	251,0088341	267,9875691	287,4840546	0	2,399689006	2,428114649	2,458613761
2	263,417468	282,5534724	302,44097	0,301029996	2,420644571	2,451100649	2,480640622
3	270,9585068	291,4382809	311,5483891	0,477121255	2,43290279	2,464546597	2,49352551
4	276,4395233	297,9119747	318,176048	0,602059991	2,441600135	2,474086648	2,502667482
5	280,7671673	303,0306011	323,4138011	0,698970004	2,44834632	2,481486487	2,509758549
6	284,3533538	307,2787985	327,7572982	0,77815125	2,453858355	2,487532596	2,515552371
7	287,421144	310,9170282	331,4751516	0,84509804	2,458518714	2,492644508	2,520450978
8	290,1053246	314,1034074	334,7297739	0,903089987	2,4625557	2,497072648	2,524694344
9	292,4937391	316,9410874	337,627069	0,954242509	2,466116574	2,500978544	2,528437259
10	294,6469059	319,5011949	340,2400312	1	2,469301885	2,504472487	2,53178541
20	309,21279	336,8670134	357,9416787	1,301029996	2,490257449	2,527458486	2,553812271
30	318,064844	347,4596948	368,7203931	1,477121255	2,502515669	2,540904434	2,566697158
40	324,4987393	355,1767145	376,5642886	1,602059991	2,511213014	2,550444486	2,575839131
50	329,5787474	361,2803364	382,7632177	1,698970004	2,517959199	2,557844325	2,582930197
60	333,7883951	366,345139	387,9037866	1,77815125	2,523471233	2,563890433	2,588724619
70	337,3895228	370,6827236	392,3039004	1,84509804	2,528131592	2,569902345	2,593622626
80	340,5403503	374,4816012	396,155776	1,903089987	2,532168578	2,573430485	2,597865992
90	343,3439924	377,8647512	399,5847514	1,954242509	2,535729453	2,577336381	2,601608907
100	345,8714888	380,9169726	402,6772164	2	2,538914763	2,580830324	2,604957058
				a0 =	2,39968901	2,42811465	2,45861376
				a1 =	0,06961288	0,07435784	0,07317165
				ri =	0,99864964	0,99653272	1

Al aplicar las ecuaciones (3.4.12) y (3.4.13) a las columnas de datos log(x), log(y) se obtienen los siguientes valores para las constantes: a0 y a1 de la recta en la que están graficados la superficie de intercambio de calor del cambiador en pies cuadrados contra el costo base.

A continuación se presentan las figuras para cambiadores de calor para los casos en que el área de intercambio de calor es menor o mayor de 100 pies cuadrados.

(Superficie de intercambio < 100 pies cuadrados)

Fig. 3.7.1.- Cambiadores de calor de tubo y coraza.

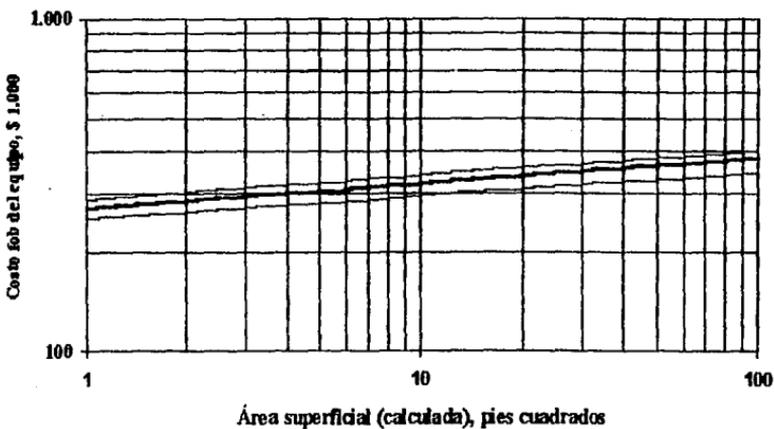


TABLA 3.7.2 Datos experimentales. (De la figura 3.7.2.).

Cambiadores de calor de tubo y coraza (área > 100)

calor	costo1	costo2	costo3	log(calor)	log(costo1)	log(costo2)	log(costo3)
100	1,73286611	2,07630488	2,69288251	2	0,23876501	0,31729112	0,4302174
200	2,58850832	3,18207253	4,21754237	2,30103	0,41304957	0,50271008	0,62550945
300	3,27340315	4,08482267	5,48320833	2,47712125	0,5149995	0,61117321	0,73903475
400	3,86664341	4,87673352	6,60543622	2,60205999	0,58733412	0,68812903	0,8199015
500	4,39988391	5,59526416	7,6317939	2,69897	0,64344122	0,74782059	0,88262663
600	4,88972059	6,26025694	8,58769865	2,77815125	0,68928405	0,79659216	0,9338768
700	5,3461805	6,88379498	9,48873223	2,84509804	0,72804362	0,83782793	0,97720819
800	5,77588688	7,47391192	10,3453111	2,90308999	0,76161868	0,87354798	1,01474355
900	6,18349456	8,0328427	11,1648293	2,95424251	0,79123398	0,90505529	1,04785209
1000	6,57242705	8,57510694	11,9527733	3	0,81772577	0,93323955	1,07746868
2000	9,81771299	13,1419102	18,7202107	3,30103	0,99201033	1,1186585	1,27231073
3000	12,415387	16,8702543	24,3380638	3,47712125	1,09396026	1,22712163	1,38628602
4000	14,6654329	20,1408338	29,3192449	3,60205999	1,16629489	1,30407745	1,46715278
5000	16,6879114	23,1083542	33,8748914	3,69897	1,22240198	1,36376902	1,52887791
6000	18,5457678	25,854764	38,1178217	3,77815125	1,26824482	1,41254058	1,58112807
7000	20,2770319	28,4299665	42,1171979	3,84509804	1,30700436	1,45377635	1,62445947
8000	21,9068253	30,8871403	45,9192547	3,90308999	1,34057945	1,4894964	1,66199483
9000	23,4528027	33,1897294	49,5568127	3,95424251	1,37019475	1,52100371	1,69510337
10000	24,9279486	35,4150587	53,0542233	4	1,39668654	1,54918797	1,72471996
				a0 =	-0,9191565	-0,9146057	-0,8642852
				a1 =	0,57896077	0,61594842	0,64725128
				r1 =	0,99993507	0,99995637	0,99926654

Al aplicar las ecuaciones (3.4.12) y (3.4.13) a las columnas de datos  $\log(x)$ ,  $\log(y)$  se obtienen los siguientes valores para las constantes:  $a_0$  y  $a_1$  de la recta en la que están graficados la superficie de intercambio de calor del cambiador en pies cuadrados contra el costo base.

(Superficie de intercambio > 100 pies cuadrados)

Fig. 3.7.2- Cambiadores de calor de tubo y coraza.

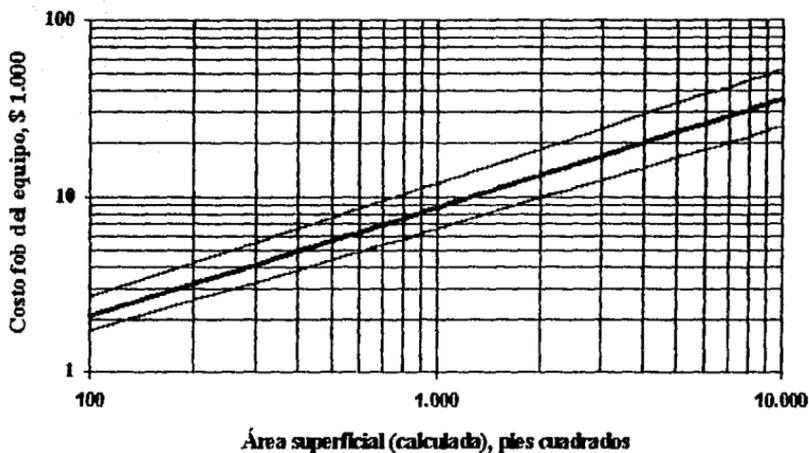


TABLA 3.7.3.- Factores de ajuste

Tipo de diseño	F <sub>d</sub>	Presión de diseño en psi	F <sub>p</sub> <sup>a</sup>
Kettle, reboiler	1.35	Hasta 150	0.00
Cabezal flotante	1.00	300	0.10
Tubos en U	0.85	400	0.25
Haz de tubos fijo	0.80	800	0.52
		1.000	0.55

(\*).- Si estos factores se utilizan individualmente, agregar 1.00 a los valores.

**TABLA 3.7.4.- Materiales de coraza/tubos, Fms**

Area superficial (piescuadrados)	CS/ CS	CS/ Latón	CS/ Mo	CS/ SS	SS/ SS	CS/ Monel	Monel/ Monel	CS/ Ti	Ti/ Ti
hasta 100	1.00	1.05	1.60	1.54	2.50	2.00	3.20	4.10	10.28
100 a 500	1.00	1.10	1.75	1.78	3.10	2.30	3.50	5.20	10.60
500 a 1,000	1.00	1.15	1.82	2.25	3.26	2.50	3.65	6.15	10.75
1,000 a 5,000	1.00	1.30	2.15	2.81	3.75	3.10	4.25	8.95	13.05
5,000 a 10,000	1.00	1.52	2.50	3.52	4.50	3.75	4.95	11.10	16.60

Para requerimientos de proceso menores a 100 pies cuadrados, se especifican unidades de doble tubo y se tienen los siguientes factores:

<b>TABLA 3.7.5.- Factores de ajuste:</b>			<b>TABLA 3.7.6.- Factores modulares</b>	
Material CS/CS = 1.0	CS/SS = 1.85		Instalación en campo	Factor modular (norma)
Presión en psi hasta	600	1.00	1.35	1.83
	900	1.10		
	1,000	1.25		

**TABLA 3.7.7.- Módulos de instalación en campo.**

Módulo	3A	3B	3C	3D	3E
magnitud base dólares, \$100,000	hasta 2	2 a 4	4 a 6	6 a 8	8 a 10
Costo del cambiador erigido, E	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0
Tubería	45.6	45.1	44.7	44.4	44.3
Concreto	5.1	5.0	5.0	5.0	5.0
Acero	3.1	3.0	3.0	3.0	3.0
Instrumentos	10.2	10.1	10.0	9.9	9.8
Eléctrico	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0
Aislamiento	4.9	4.8	4.7	4.7	4.7
pintura	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5
Materiales en campo, m	71.4	70.5	69.9	69.5	69.3
Directo material, E + m = M	171.4	170.5	169.9	169.5	169.3
Materiales de erección	55.4	54.7	54.2	53.9	53.8
Equipo de asentamiento	7.6	6.5	5.9	5.5	5.2
Directo de mano de obra, L	63.0	61.2	60.1	59.4	59.0
Costo directo M & L	234.4	231.7	230.0	228.9	228.3
Fletes, seguros, impuestos	8.0	8.0	8.0	8.0	8.0
Costo indirecto	86.7	78.8	75.9	75.5	73.0
Costo modular sencillo	329.1	318.5	313.9	312.4	309.5
Relaciones L / M	0.37	0.36	0.35	0.35	0.35
Factor de material, E + m	1.71	1.70	1.70	1.69	1.69
Factor de costo directo, M & L	2.34	2.32	2.30	2.29	2.28
Factor de costo indirecto	0.37	0.34	0.33	0.33	0.32
Factor modular (norma)	3.29	3.18	3.14	3.12	3.09

Nota: Todos los datos están basados sobre 100 para equipo, E

Las magnitudes en dólares están basadas en acero al carbón.

### 3.2.- Enfridores con aire.

Requerido: Area superficial en pies cuadrados, presión de diseño en psig, material de los tubos.

Bases de la figura: Tubos de acero al carbón, motor, construcción individual.

Tiempo base: Mediados de 1968.

Exponente: 0.80

Incluye: haz de tubos, motor y ventilador, estructura cubierta, escaleras de acero, erección en campo, indirectos de contratistas.

Indice = Índice actual/índice a mediados de 1968.

Ecuación para el cálculo del costo esperado.

enfriador con aire, \$ = [costo base(Fp+ Ft+Fm)]Índice ... (3.8.1).

**TABLA 3.8.1 Datos experimentales. (De la Fig. 3.8.1).**

calor	costo1	costo2	costo3	log(calor)	log(costo1)	log(costo2)	log(costo3)
100	1,63482403	1,82295577	2,2975636	2	0,21347101	0,26077613	0,36126754
200	2,76070847	3,16170113	3,98286132	2,30103	0,44102055	0,49992081	0,60019518
300	3,75083961	4,36326396	5,49488865	2,47712125	0,57412849	0,63981149	0,73995989
400	4,66197654	5,4835966	6,90435047	2,60205999	0,66857008	0,7390655	0,83912283
500	5,51854607	6,54715905	8,24214687	2,69897	0,74182467	0,81605289	0,91604035
600	6,33399957	7,5675652	9,52547277	2,77815125	0,80167803	0,87895617	0,97888654
700	7,11677642	8,55342667	10,7652033	2,84509804	0,85228332	0,93214014	1,03202224
800	7,872626	9,51064963	11,9687962	2,90308999	0,89611952	0,97821018	1,07805047
900	8,6056955	10,4435186	13,1416607	2,95424251	0,93478598	1,01884684	1,11865025
1000	9,31910508	11,3552729	14,2878865	3	0,96937421	1,05519758	1,15496799
2000	15,7370652	19,6943776	24,7682679	3,30103	1,19692374	1,29434226	1,39389564
3000	21,381181	27,1789661	34,1711306	3,47712125	1,33003169	1,43423293	1,53365935
4000	26,5750005	34,1575682	42,9361678	3,60205999	1,42447328	1,53348694	1,63282328
5000	31,4577654	40,7825461	51,2555385	3,69897	1,49772787	1,61047434	1,7097408
6000	36,1061537	47,1387016	59,2361728	3,77815125	1,55758123	1,67337762	1,77258699
7000	40,5682729	53,2796768	66,9457002	3,84509804	1,60818652	1,72656158	1,82572269
8000	44,8768966	59,2422614	74,4304977	3,90308999	1,65202282	1,77263163	1,87175092
9000	49,0556655	65,0531437	81,7242047	3,95424251	1,69068917	1,81326829	1,9123507
10000	53,1223655	70,732502	88,8522529	4	1,72527741	1,84961902	1,94866844
					a0 = -1,2983354	-1,3280668	-1,2261334
					a1 = 0,7559032	0,79442144	0,79370045
					r1 = 0,99998311	0,99967161	0,99955144

Al aplicar las ecuaciones (3.4.12) y (3.4.13) a las columnas de datos log(x), log(y) se obtienen los valores para las constantes: a0 y a1 de la recta en la que están graficados el área de enfriamiento del enfriador (área calculada) en pies cuadrados / 15.5 contra el costo base.

Fig. 3.8.1.- Enfridores con aire.

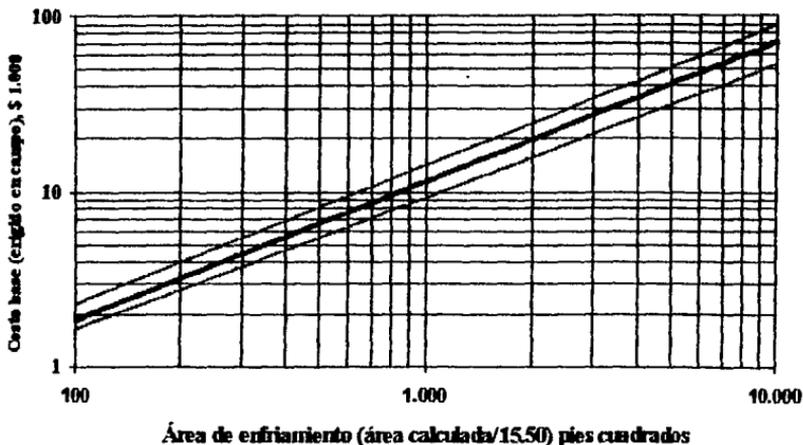


TABLA 3.8.2.- Factores de ajuste.

Prestión de operación en psi	Fp	Longitud de los tubos en pies	Ft <sup>+</sup>	Material de los tubos	Fm <sup>+</sup>
150	1.00	16	0.00	Acero al carbón	0.00
250	1.05	20	0.05	Aluminio	0.50
500	1.10	24	0.10	Inoxidable	1.85
1,000	1.15	30	0.15	Monel	2.20

(\*).- Si estos factores se utilizan individualmente, agregar 1.00 a los valores.

**TABLA 3.3.3.- Módulos de instalación en campo.**

<b>Módulo</b>	<b>4A</b>	<b>4B</b>	<b>4C</b>	<b>4D</b>	<b>4E</b>
<b>magnitud base dólares, \$100,000</b>	hasta 2	2 a 4	4 a 6	6 a 8	8 a 10
<b>Costo de cambiador erigido, E</b>	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0
Tubería	15.0	14.1	13.9	13.8	13.7
Concreto	1.5	1.4	1.4	1.4	1.4
Acero	-	-	-	-	-
Instrumentos	4.0	3.8	3.7	3.6	3.6
Eléctrico	10.0	9.4	9.3	9.2	9.2
Aislamiento	-	-	-	-	-
pinhra	0.6	0.6	0.6	0.6	0.6
<b>Materiales en campo, m</b>	31.1	29.3	28.9	28.6	28.5
<b>Directo material, E + m = M</b>	131.1	129.3	128.9	128.6	128.5
Materiales de erección	25.8	24.3	24.0	23.7	23.6
Equipo de asentamiento	6.0	5.2	4.8	4.5	4.4
<b>Directo de mano de obra, L</b>	31.8	29.5	28.8	28.2	28.0
<b>Costo directo M &amp; L</b>	162.9	158.8	157.7	156.8	156.5
Fletes, seguros, impuestos	8.0	8.0	8.0	8.0	8.0
<b>Costo indirecto</b>	60.3	53.9	52.0	51.7	50.1
<b>Costo modular sencillo</b>	231.2	220.7	217.7	216.5	214.6
<b>Relaciones L / M</b>	0.24	0.23	0.22	0.22	0.21
Factor de material, E + m	1.31	1.29	1.29	1.28	1.28
Factor de costo directo, M & L	1.63	1.59	1.58	1.57	1.56
Factor de costo indirecto	0.37	0.34	0.33	0.33	1.32
<b>Factor modular (norma)</b>	2.31	2.20	2.18	2.16	2.14

Nota: Todos los datos están basados sobre 100 para equipo, E  
Las magnitudes en dólares están basadas en acero al carbón.

### 3.9.- Costo del equipo base.

El costo total de los principales equipos se suele utilizar como costo base. También hay que tener cuidado con los costos del equipo que estén cotizados como instalados (INST), entregado en el sitio del cliente (DEL) o a bordo del vehículo para transporte en el sitio del fabricante (FOB). El equipo base incluye todo lo que está dentro de los límites de batería o grupo y de costo de todo el equipo importante, como una bomba. Por ejemplo, los tanques de almacenamiento, tambores de volteo, acumuladores, intercambiadores de calor y bombas, se clasifican como un equipo principal de la planta (MPI). Cuando

se empiece a crear el diagrama de flujo del proceso, es aconsejable aumentar el costo estimado de (MPI) entre 10 y 20 % para futuras adiciones. Cuando el alcance del proceso esté bien definido, los costos de (MPI) se deben aumentar entre uno y 10 %. Para los cálculos de orden de magnitud, el costo del equipo entregado (CEQ)DEL es entre 1.1 y 1.25 veces el costo (FOB), (CEQ)FOB. Este factor puede estar entre el punto bajo para compras nacionales y en el punto alto para importaciones. Los costos de instalación incluyen desempaque, montaje y conexión con los auxiliares o servicios generales existentes. El costo del equipo instalado (CEQ)INST varía según el tipo y el tamaño, pero en general, es 1.4 y 2.2 veces el costo del equipo entregado (CEQ)DEL.

## IV.- CARACTERÍSTICAS GENERALES Y CLASIFICACIÓN DE LOS CUATRO TIPOS DE EQUIPOS

### 4.1.- Objetivo.

Este capítulo tiene como objetivo el presentar las características generales, la clasificación, los tipos de equipos que se presentan y algunas definiciones básicas, con el objeto de conocer las partes principales de las cuales depende el estimado para posteriormente presentarlos en forma de dibujo mejorando de esta forma su mejor comprensión.

### 4.2.- Hornos de proceso. (Características).

En las operaciones de la industria petrolera, la destilación atmosférica y al vacío de crudos " cracking térmico " y los modernos procesos de gas a alta temperatura, los hornos tubulares de calentamiento directo son factor primario en las unidades de refinación. Los hornos también se usan ampliamente en operaciones de calentamiento y vaporización. En las refinarias se requieren hornos para manejar fluidos a temperaturas de hasta 1,500.00 °F (815.56 °C) y operaciones tan severas como temperaturas de 1,100 °F (593.33 °C) a 1,600 lb/pulg<sup>2</sup> g.

Estos hornos usan como combustible exclusivamente petróleo o gas aunque en un futuro próximo puedan desarrollarse para quemar subproductos del petróleo como el coque. En general, la eficiencia térmica de los hornos de las refinarias es considerablemente menor que el de las calderas de gran tamaño productoras de vapor, ya que en ambos casos el combustible tiene poco valor en la refinaria. Se espera que el rango de las eficiencias térmicas aumentará de 65 a 70 % del empleado anteriormente hasta 75 u 80 % en el futuro. Como las calderas, los hornos de refinarias usualmente contienen superficie radiante y de transferencia de calor por convección. Ocasionalmente para los hornos de baja capacidad, se emplea solamente superficie radiante y sus capacidades ordinarias llegan a los 5'000,000.00 de Btu/hr. En la figura 4.2.1 se muestra un horno de tipo caja calentado por la parte inferior de la sección radiante. Los hornos de este tipo pueden tener capacidades que varían de 25'000,000.00 de Btu/hr. Los tubos radiantes cubren las paredes laterales, techo y sección del puente (porción entre las secciones radiantes y de convección). El petróleo se precalienta en la parte inferior e hileras superiores del banco de convección, pasando luego a los tubos radiantes. Después de alcanzar una temperatura elevada de 900 a 1,000 °F, se pasa a un gran número de tubos en la sección de convección donde se mantiene a alta

temperatura por tiempo suficiente para efectuar el grado deseado de cracking. Estos tubos de convección se llaman sección de empape.

El tipo particular de horno de la figura 4.2.1, emplea recirculación de gases de combustión, lo que sirve para aumentar la capacidad de la sección de convección y reduce la carga de la sección radiante. La cantidad de gases de combustión recirculados se controla por dos factores, (1) limitación del flujo de calor de la sección radiante para prevenir sobrecalentamiento en los tubos y depósito de coque dentro de ellos, (2) controlar el gradiente de temperatura en la sección de empape. Entre más constante se mantenga la temperatura del petróleo para cierta temperatura de salida del horno, mayor será el factor de empape y el cracking correspondiente. Esto supone, por supuesto, que la temperatura de salida es la temperatura más alta del petróleo. El calor de la reacción endotérmica del cracking puede resultar en una condición en la que la temperatura del petróleo disminuya de la entrada a la salida de la sección de empape. Una disminución de la temperatura es indeseable, particularmente en el cracking en fase vapor, ya que los polímeros que se forman en la fase vapor pueden condensar en las paredes del tubo y crackizarse luego para producir coque.

La figura 4.2.2 muestra el horno tipo De Florez que tiene una sección circular y emplea tubos verticales. Todos los tubos radiantes están equidistantes de los quemadores, asegurando una buena distribución circunferencial del calor, pero el flujo de calor puede variar considerablemente de la parte inferior de los tubos a la superior. Este horno se enciende por la parte inferior y tiene poca superficie de convección que para mejorar la eficiencia térmica, emplea precalentador de aire.

En la figura 4.2.3 se muestra un horno tipo caja de sección radiante doble. Los tubos de la sección de convección y los de una sección radiante se emplean para un sólo servicio, mientras que la otra sección radiante se controla independientemente para efectuar otro servicio.

La figura 4.2.4 muestra un horno con banco de convección superior y del tipo de caja, la chimenea está localizada en la parte superior del banco de convección. Una disposición de este tipo permite ahorros en la obra del ducto y chimenea para gases de combustión en comparación con los arreglos de flujo de tiro invertido que tienen los bancos de convección en las figuras 4.2.1 y 4.2.3.

La figura 4.2.5 muestra un horno algo similar al anterior, que emplea esqueleto tipo "A" en su construcción, utilizando acero estructural rígido para reducir los costos de construcción.

La figura 4.2.6 presenta un horno moderno de sección radiante múltiple. El banco de convección se usa para calentar dos corrientes de petróleo separadas. Cada una de estas corrientes se calienta idénticamente en una de las secciones exteriores radiantes "calentadoras", y se les permite empaparse en una de las secciones de radiación "empapadora".

Los empapadores radiantes se refieren a los de convección debido a que pueden ser controlados mejor en cuanto al calor que se suministra. Además, puesto que los tubos pueden verse durante la operación, cualquier deformación en ellos puede notarse evitándose fallas en los tubos con el consiguiente incendio. El encendido del horno en su piso permite el uso de gran número de pequeños quemadores distribuidos a lo largo de la longitud de los tubos, asegurando una distribución uniforme de flujo térmico. Los pequeños quemadores pueden localizarse cerca de la pared de los tubos en la bóveda, sin peligro de que la flama de los quemadores golpee directamente en los tubos. Como resultado, las dimensiones de la sección transversal de este horno pueden reducirse y los tubos pueden ser más largos que en un horno que se calienta por la parte inferior de la pared con quemadores grandes. Además, se puede lograr un ahorro considerable de tubos doblados expofeso o "cabezales" que por lo general son caros.

#### 4.3.- Calentadores a fuego directo. (Clasificación).

La principal clasificación de calentadores por combustión se relaciona con la orientación del serpentín de calentamiento en la sección radiante, es decir, que tenga tubos verticales y horizontales. En la figura 9-64 se muestran algunos arreglos de tubos verticales y en la figura 9-65 arreglos de tubos horizontales. Las características más importantes de cada uno de los arreglos son los siguientes:

##### 4.3.1.- Cilíndrico-verticales; todo radiante. (Fig. 4.3.1).

El serpentín de tubos se coloca verticalmente en las paredes de la cámara de combustión. La combustión también es vertical, desde el piso del calentador. Los calentadores de esta clasificación representan un tipo de bajo costo y también de baja eficiencia y se requiere un área mínima de terreno para su ubicación. Las cargas usuales de calentamiento son de 528 x 10 J/h a 21 GJ/h (0.5 a 20 millones de Btu/h).

#### 4.3.2.- Cilíndrico-verticales: serpentín helicoidal. (Fig. 4.3.2).

En estas unidades el serpentín se encuentra dispuesto en forma helicoidal a lo largo de las paredes de la cámara de combustión y ésta es vertical desde el piso. Aunque estos calentadores se agrupan con otros que tienen diseños de tubos verticales, sus características se asemejan a las de los calentadores de tubos horizontales. Este diseño también representa bajo costo y baja eficiencia y se requiere igualmente un área mínima para su ubicación. Las cargas de calentamiento son las mismas que las del caso anterior.

#### 4.3.3.- Cilíndrico-verticales; con convección de flujo cruzado. (Fig. 4.3.3).

Estos calentadores también son calentados verticalmente desde el piso y su característica es que cuentan con secciones radiantes y convectivas. El serpentín de la sección radiante se dispone en un arreglo vertical a lo largo de las paredes de la cámara de combustión. El serpentín de la sección de convección está dispuesto como un banco de tubos horizontales colocados sobre la cámara de combustión. Esta configuración proporciona un diseño económico y de alta eficiencia que requiere un área mínima para su colocación. La mayor parte de las nuevas instalaciones de tubos verticales para calentadores por combustión caen dentro de esta categoría. El intervalo usual de las cargas de calentamiento es de 10.6 a 212 GJ/h (10 a 200 millones de Btu/h).

#### 4.3.4.- Cilíndrico-verticales, con convección integral. (Fig. 4.3.4).

Aunque este diseño se selecciona con muy poca frecuencia para nuevas instalaciones, el gran número de unidades existentes de este tipo es motivo suficiente para que sean mencionados en cualquier síntesis de calentadores por combustión. Como los tipos anteriores, es de combustión vertical desde el piso, con su serpentín de tubo instalado mediante un arreglo vertical a lo largo de las paredes. La característica distintiva de este tipo de calentador es el empleo de superficies adicionales en los extremos superiores de cada tubo, para promover el calentamiento por convección. Esta área se extiende dentro del espacio anular formado entre el serpentín de convección y un collar central de desviación. Es posible alcanzar una eficiencia media con un mínimo de área de instalación. La carga usual para este diseño es de 10.6 a 106 GJ/h (10 a 100 millones de Btu/h).

#### 4.3.5.- Juntas o portillos. (Fig. 4.3.5).

Este es un diseño especial en el que se obtiene una superficie radiante de calentamiento mediante tubos en U conectados a los extremos de entrada y salida de las múltiples terminales. Este tipo es especialmente adecuado para el calentamiento de grandes flujos de gas en condiciones de caídas de presión bajas. En la refinación del petróleo es donde se encuentran aplicaciones en las que este diseño se emplea con cierta frecuencia en el calentador de la carga al reformador catalítico, y en diversos servicios de recalentamiento. Los modos de combustión pueden ser verticales a partir del piso u horizontales entre las porciones de elevación de los tubos en U. Este diseño puede ampliarse para acoplar varios serpentines con la estructura. Cada serpentín puede separarse dividiendo las paredes para lograr un control individual de calentamiento. Además de esto, se instala una sección de convección de flujo cruzado para proporcionar un calentamiento adicional para tareas domésticas, como la generación de vapor. Las cargas usuales de calor para cada serpentín de este diseño es de 53 a 106 GJ/h (50 a 100 millones de Btu/h).

#### 4.3.6.- Tubo vertical, calentamiento doble. (Fig. 4.3.6).

En estas unidades, se disponen tubos verticales radiantes en una hilera sencilla en cada celda de combustión (a menudo se tienen dos celdas) y se calienta desde ambos lados de la hilera. Un arreglo como el indicado para este tipo de calentador, proporciona una distribución muy uniforme de las velocidades de transferencia de calor alrededor de la circunferencia del tubo. Otra variante de estos calentadores es el empleo de calentamiento lateral a niveles múltiples, lo que proporciona un control máximo del perfil de velocidades de transferencia de calor en toda la longitud de los tubos. Las unidades de calentamiento lateral de multinivel se emplean a menudo en servicios de reactores por combustión y en servicios críticos de calentamiento de la alimentación al reactor. Además de los hornos de doble celda mencionados antes, existen modelos de celda sencilla para cargas de calor más pequeñas. Como grupo, esta clase representa la configuración más cara de calentadores por combustión. El intervalo usual de cargas de calor es de 21 a 133 GJ/h (20 a 125 millones de Btu/h) para cada celda.

#### 4.3.7.- **Cajina de tubos horizontales. (Fig. 4.3.7).**

Los serpentines de tubo de la sección radiante de estos calentadores se disponen horizontalmente en las paredes laterales de la cámara de combustión y la cubierta inclinada o "caballete". El serpentín de la sección de convección se coloca en forma horizontal, como un banco de tubos sobre la cámara de combustión. Por lo general, estos tubos se calientan en forma vertical desde el piso, pero también pueden ser calentados horizontalmente por quemadores montados en las paredes laterales, debajo del serpentín. Este diseño económico y de alta eficiencia representa en la actualidad la mayor parte de las nuevas instalaciones de calentadores por combustión de tubos horizontales. Las cargas de trabajo para estos calentadores son de 10.6 a 106 GJ/h (10 a 100 millones de Btu/h).

#### 4.3.8.- **Caja de tubos horizontales de doble celda. (Fig. 4.3.8).**

En este tipo de calentador, el serpentín de la sección radiante se coloca horizontalmente en las paredes laterales y en las cubiertas de las dos cámaras de combustión. Calentado verticalmente desde el piso, éste es también un diseño económico y de alta eficiencia. Las cargas usuales de calor van de 106 a 266 GJ/h (100 a 250 millones de Btu/h).

#### 4.3.9.- **Cajina de tubos horizontales con división por puente de pared. (Fig. 4.3.9).**

Una vez más, el serpentín de la sección radiante está dispuesto horizontalmente a lo largo de las paredes laterales de la cámara de combustión y el caballete. El serpentín de la sección de convección toma la forma de un banco de tubos horizontales, colocado por encima de la cámara de combustión. Un puente de pared de división entre las celdas, permite un control de combustión individual de cada celda en la cámara de combustión. El intervalo usual de carga de calor para este diseño es de 21 a 105 GJ/h (20 a 100 millones de Btu/h).

#### 4.3.10.- **Caja de tubos horizontales calentados en el extremo. (Fig. 4.3.10).**

El serpentín de la sección radiante está colocado horizontalmente a lo largo de las paredes laterales y en la cubierta de la cámara de combustión. El serpentín de la sección de convección es una disposición del banco de tubos horizontales colocados por encima de la cámara de combustión. Estos hornos se

calientan horizontalmente por quemadores montados en el extremo de las paredes. Un intervalo usual de carga de calor para este diseño es de 5.3 a 53 GJ/h (5 a 50 millones de Btu/h).

#### **4.3.11.- Caja de tubos horizontales calentados en el extremo con sección de convección montada lateralmente. (Fig. 4.3.11).**

En este diseño, el serpentín de la sección radiante está colocado en un arreglo horizontal a lo largo de las paredes laterales y la cubierta de la cámara de combustión. El serpentín de la sección de convección está dispuesto como un banco de tubos horizontales colocados a lo largo de la cámara. La unidad se calienta horizontalmente desde los quemadores montados en el extremo de la pared. Estos hornos se encuentran en muchas instalaciones antiguas y a veces en nuevas instalaciones específicas donde se queman aceites combustibles de bajo grado y que tienen una concentración de cenizas alta. El costo de este diseño es relativamente alto y proporciona un intervalo de carga de calor de 53 a 212 GJ/h (50 a 200 millones de Btu/h).

#### **4.3.12.- Tubos horizontales, calentamiento doble. (Fig. 4.3.12).**

Los tubos radiantes horizontales se disponen en forma de una hilera sencilla y se calientan desde ambos lados, para alcanzar una distribución uniforme de velocidades de transferencia de calor alrededor de la circunferencia del tubo. Los calentadores de este tipo son por combustión vertical desde el piso. Se seleccionan a menudo para servicios de calentamiento de alimentación crítica al reactor. Para una capacidad mayor, el concepto puede tener una expansión que proporcione una cámara dual de combustión. Un intervalo usual de cargas de calor es de 21 a 53 GJ/h (20 a 50 millones de Btu/h).

#### **4.4.- Cambiadores de calor de tubo y coraza. (Tipos y definiciones).**

Los intercambiadores de calor de tubo y coraza constituyen la parte más importante de los equipos de transferencia de calor sin combustión en las plantas de procesos químicos, aún cuando se está haciendo cada vez mayor hincapié en otros diseños. Los tipos principales de intercambiadores de calor se muestran en la FIGURA 4.4.1 y sus características se resumen en la TABLA 4.4.1.

#### 4.4.1.- Numeración de tamaños y designación de tipos.

Las prácticas recomendadas para la designación de intercambiadores de calor convencionales de coraza y tubo mediante números y letras las estableció la Tubular Exchanger Manufacturers Association (TEMA). Esta información de la sexta edición de la obra TEMA Standards se reproduce en los siguientes párrafos. Se recomienda que el tipo y el tamaño del intercambiador de calor se designe mediante números y letras.

##### 4.4.1.1.- Tamaño.

Los tamaños de las corazas (y los haces de tubos) se deben designar mediante números que describan los diámetros de la coraza (y el haz de tubos) y las longitudes de los tubos como sigue:

##### 4.4.1.2.- Diámetro.

El diámetro nominal tiene que ser el diámetro interior de la coraza, en pulgadas redondeado al número entero más cercano. Para los rehervidores de caldera, el diámetro nominal será el diámetro del orificio seguido por el de la coraza, redondeado al entero más cercano.

##### 4.4.1.3.- Longitud.

La longitud nominal será la del tubo, en pulgadas. La longitud del tubo para tramos rectos se considerará como la longitud real total. Para tubos en U, la longitud será la del tramo recto desde el extremo del tubo a la tangente al acodamiento.

##### 4.4.1.4.- Tipo.

La designación del tipo se hará mediante letras que describen el cabezal estacionario, la coraza (que se omite para los haces exclusivamente) y el cabezal posterior, en ese orden como se indica en la figura # 4.4.1.

#### 4.4.1.4.1.- Ejemplos característicos de tipos.

- a).- Intercambiador de calor de cabeza flotante y anillo partido, con cubierta y canal desmontables, de paso simple, diámetro interior de 591 mm. (23 1/4 in) con tubos de 4.9 m (16 ft) de longitud. TAMAÑO 23 - 192 TIPO AES.
- b).- Intercambiador de tubo en U, con cabezal estacionario de tipo casquete, coraza de flujo partido, de 483 mm. (19 in) de diámetro interior, con tubos de 2.13 m (7 ft) de longitud en tramos rectos. TAMAÑO 19 - 84 TIPO GBU.
- c).- Rehervidor de caldera, de cabezal flotante extraíble, con cabezal estacionario como parte integral del espejo, 584 mm. (23 in) de diámetro de orificio y 940 mm. (37 in) de diámetro interno de la coraza, con tubos de 4.9 m (16 ft) de longitud. TAMAÑO 23/37-192 TIPO CKT.
- ca).- Intercambiador de espejo fijo con cubierta y canal desmontables, cabezal posterior de tipos de casquete, coraza de dos pasos, de 841 mm. (33 1/8 in) de diámetro, con tubos de 2.4 m (8 ft) de longitud. TAMAÑO 33-96 TIPO AFM.
- d).- Intercambiador de espejo fijo con cabezales estacionarios y posteriores, como parte integrante de los espejos, coraza de paso simple, de 432 mm. (17 in) de diámetro interior, con tubos de 4.9 m (16 ft) de longitud. TAMAÑO 17-192 TIPO CEN.

#### 4.4.1.4.2.- Definiciones funcionales.

Los equipos de transferencia de calor se pueden designar por el tipo (o sea, espejo fijo, cabezal empaquetado exterior, etc.) o por la función (enfriador, condensador, congelador, etc.). Casi cualquier tipo de unidad se puede utilizar para realizar cualquiera de las funciones enumeradas o todas ellas. Muchos de estos términos los definió Donahue [Pet. Process., p. 103 (marzo de 1956)]. \*).

- a).- Congelador.- Enfía un fluido a una temperatura inferior a la que se puede obtener, si se utiliza sólo agua como enfriador. Usa un refrigerante, que puede ser amoníaco o freón.
- b).- Condensador.- Condensa un vapor o una mezcla de vapores, ya sea solos o en presencia de un gas no condensable.

- c).**- Condensador parcial.- Condensa vapores a un punto bastante elevado para proporcionar una diferencia de temperatura suficiente para precalentar una corriente fría de fluido de proceso. Esto ahorra calor y elimina la necesidad de proporcionar un precalentador por separado (que utilice vapor o llama).
- ch).**- Condensador final.- Condensa los vapores a una temperatura final de almacenamiento de, aproximadamente, 37.8 °C (100 °F). Utiliza el enfriamiento por agua, lo que quiere decir que el calor transferido se pierde para el proceso.
- d).**- Enfriador.- Enfría líquidos o gases por medio de agua.
- e).**- Intercambiador.- Realiza una función doble: 1) calienta un fluido frío por medio de 2) un fluido caliente, que se enfría. No se pierde ninguna parte del calor transferido.
- f).**- Calentador.- Aplica un calor sensible a un líquido o a un gas, mediante la condensación de vapor o Dowtherm.
- g).**- Rehervidor.- Conectado a la base de una torre fraccionadora, proporciona el calor de reebullición que se necesita para la destilación. El medio de calentamiento puede ser vapor o un fluido caliente proveniente del proceso.
- h).**- Rehervidor de termo sifón.- Se obtiene la circulación natural del medio en ebullición, al mantener una carga suficiente de líquido para asegurar la circulación.
- i).**- Rehervidor de circulación forzada.- Se emplea una bomba para obligar al líquido a pasar por el rehervidor.
- j).**- Generador de vapor.- Genera vapor para uso en cualquier punto de la planta, mediante la utilización de calor de alto nivel disponible en el alquitrán o en los aceites pesados.
- k).**- Sobre calentador.- Calienta un vapor por encima de la temperatura de saturación.
- l).**- Vaporizador.- Un calentador que vaporiza parte del líquido.
- m).**- Caldera de calor residual.- Produce vapor, es similar al generador de vapor, con la excepción de que el medio de calentamiento es un gas o un líquido caliente que se produce en una reacción química.

#### 4.5.- Intercambiadores de calor enfriados con aire. (Características).

Se ha utilizado el aire atmosférico durante muchos años para enfriar y condensar fluidos de proceso en las regiones en que escasea el agua. Durante la década de 1960, la utilización de intercambiadores de

calor enfriados por aire aumentó con rapidez, tanto en Estados Unidos como en otros lugares. En Europa, donde las variaciones estacionales de la temperatura ambiente son relativamente pequeñas, se utilizan intercambiadores enfriados por aire para la mayor parte del proceso de enfriamiento. En algunas plantas nuevas, todo el enfriamiento se hace con aire. Conforme se elevan los costos del agua y crece la preocupación por su contaminación, se espera que aumente el empleo de los enfriadores con aire. Los intercambiadores de calor enfriados por aire incluyen un haz de tubos, que generalmente tienen aletas devanadas en espiral sobre los tubos y un ventilador que impulsa el aire a través de los tubos y está dotado con un impulsor. Los motores eléctricos son los impulsores más comunes; los arreglos típicos de impulsión requieren una banda V o un engrane directo de ángulo recto. Los soportes estructurales y una cámara impelente son componentes básicos de estos intercambiadores. A menudo se utilizan louveres (arreglo en forma de rejilla). Un arreglo de entrepaño tiene por lo general dos haces de tubos instalados en paralelo que pueden estar en el mismo o en diferentes servicios. Cada entrepaño es alimentado, por lo general, por dos (o más) ventiladores y consta de estructura, cámara impelente y otros accesorios auxiliares. La ubicación de los intercambiadores de calor enfriados por aire debe considerar los requisitos de gran espacio y la posible recirculación del aire calentado, a causa de los vientos dominantes en las construcciones, calentadores por combustión, torres y diversos equipos. La temperatura del aire de entrada en el intercambiador puede ser significativamente mayor que la temperatura del aire ambiente en una estación meteorológica cercana. Véase Air-Cooled Heat Exchanger For General Refinery Services, API Standard 661, 2a Ed., January 1978, donde puede obtenerse información sobre los intercambiadores de calor enfriados por aire empleados en las refinerías.

#### 4.5.1.- Tiro forzado e inducido.

La unidad de tiro forzado que se ilustra en la figura 4.5.1 impulsa el aire sobre la superficie de los tubos con aletas. Los ventiladores están situados abajo de los haces de tubos. El diseño de tiro inducido tiene el ventilador arriba del haz y el aire es arrastrado a través de la superficie del tubo con aletas. En teoría, una ventaja primordial de la unidad de tiro forzado es que requiere menos caballaje, sobre todo cuando la temperatura del aire excede 30 °C (84 °F).

Los intercambiadores de calor enfriados por aire se disponen por lo general en bancos con varios intercambiadores, instalados lado a lado. La altura del haz por encima del terreno debe ser la mitad de la longitud del tubo, para producir una velocidad de entrada igual a la velocidad frontal. Esto se aplica a los intercambiadores montados sobre el terreno, lo mismo que para aquellos conjuntos de tuberías que tienen una plataforma contra incendio por encima de ellos. El diseño de tiro forzado ofrece un mejor acceso al ventilador para el mantenimiento "en servicio" y el ajuste de la aspas. El diseño prevé también un ventilador y un montaje de banda en V, que no se deben exponer a la corriente de aire caliente que sale de la unidad. Los costos estructurales son menores y la vida mecánica es larga. El diseño de tiro inducido proporciona una distribución más uniforme del aire sobre el haz, puesto que la velocidad del aire al acercarse a éste último es relativamente baja. Este diseño se adapta mejor para intercambiadores concebidos para pequeñas diferencias entre la temperatura de salida del producto y la temperatura ambiental del aire. Las unidades de tiro inducido son menos apropiadas para recircular el aire caliente del escape, puesto que la velocidad de salida del aire es varias veces mayor que la unidad de tiro forzado. El diseño de tiro inducido permite, con mayor facilidad, la instalación del equipo enfriado por aire sobre otros equipos mecánicos, como intercambiadores de coraza y tubo o grupos de tuberías. En un servicio en que un cambio repentino de la temperatura puede provocar trastornos y pérdida de productos, la unidad de tiro inducido proporciona mayor protección, puesto que sólo se expone una fracción de la superficie (en comparación de las unidades de tiro forzado) a la lluvia, al granizo o la nieve. A continuación se presentan las figuras de los equipos.

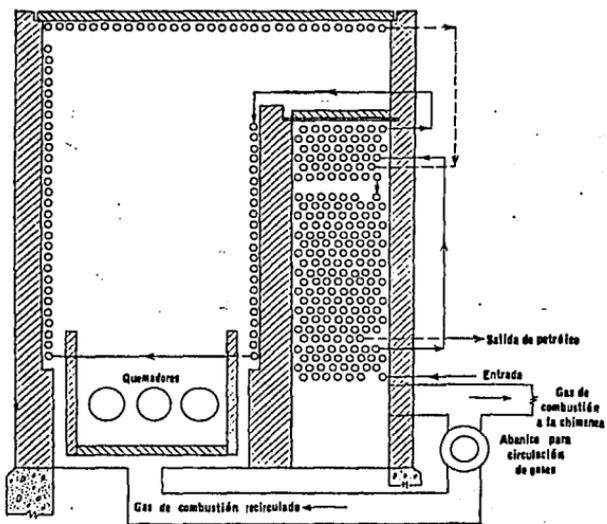


FIG. 4. 2.1 Horno tipo caja. (Lobo and Evans, Transactions AIChE)

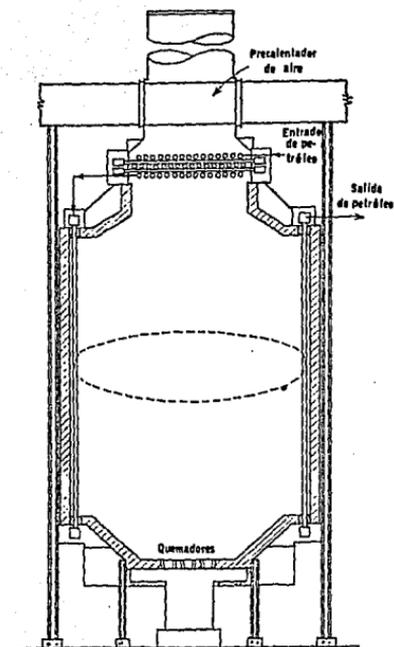


FIG. 4. 2. 2 Horno circular De Florez. (Lobo and Evans, Transactions AIChE)

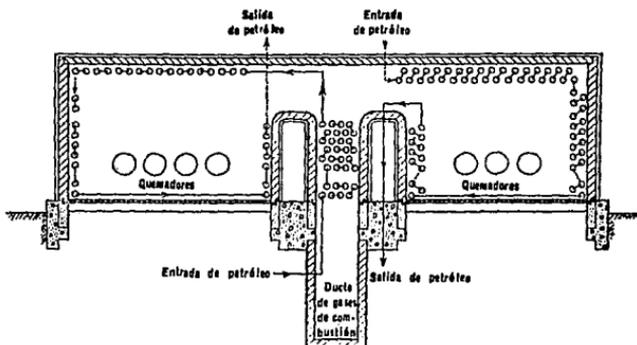


FIG. 4.2.3 Horno tipo caja de sección radiante doble. (Lobo and Evans, Transactions AICChE)

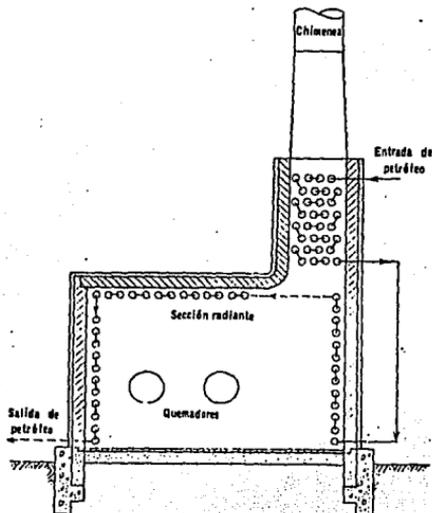


FIG. 4.2.4 Horno simple con banco de convección superior. (M. W. Kellogg Co.)

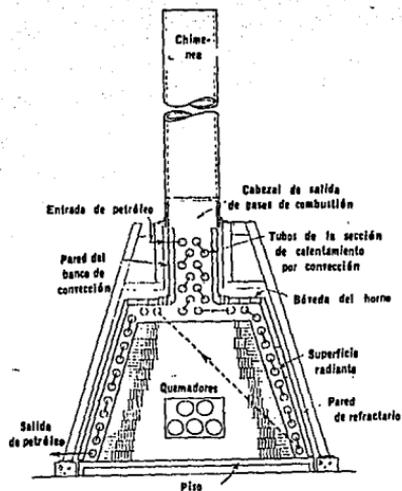


FIG. 4. 2. 5 Horno tipo "A" para calentamiento de petróleo. (M. W. Kellogg Co.)

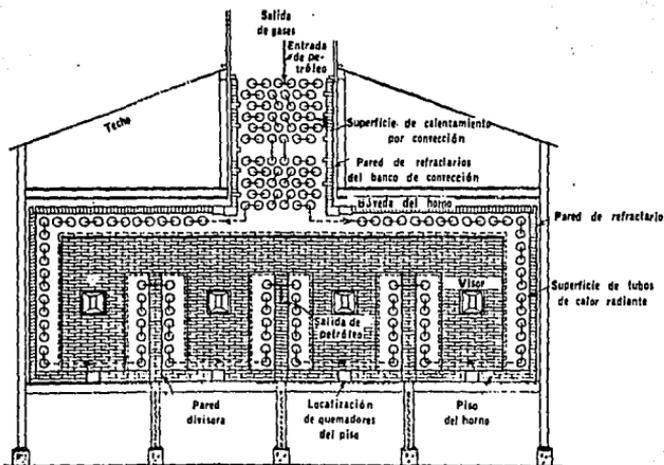


FIG. 4. 2. 6 Horno para calentamiento de petróleo con banco de convección superior provisto con secciones radiantes de encendido independiente. (M. W. Kellogg Co.)

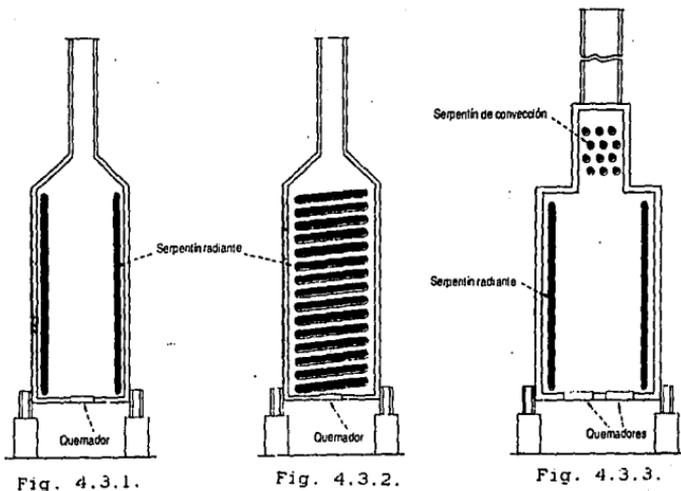


Fig. 4.3.1.- Vertical-cilindrica.\*

Fig. 4.3.2.- Vertical-cilindrica; serpentin helicoidal.\*

Fig. 4.3.3.- Vertical-cilindrica, con sección de convección de flujo cruzado\*

\*.- [De Chem. Eng., 100-101 (jun 19, 1978)].

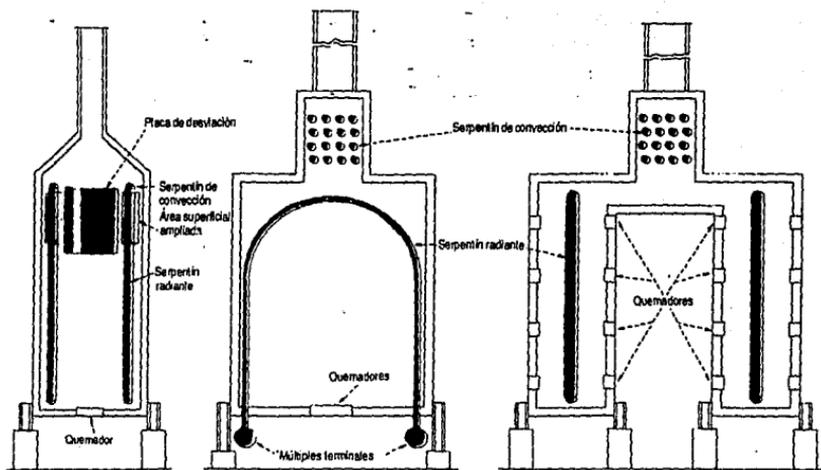


Fig. 4.3.4.

Fig. 4.3.5.

Fig. 4.3.6.

Fig 4.3.4.- Vertical-cilíndrica, con sección de convección integral.\*

Fig 4.3.5.- Tipo de juntas o portillos.\*

Fig 4.3.6.- Tubo vertical, hilera sencilla, combustión doble.\*

\*.- [De Chem. Eng., 100-101 (jun 19, 1978).]

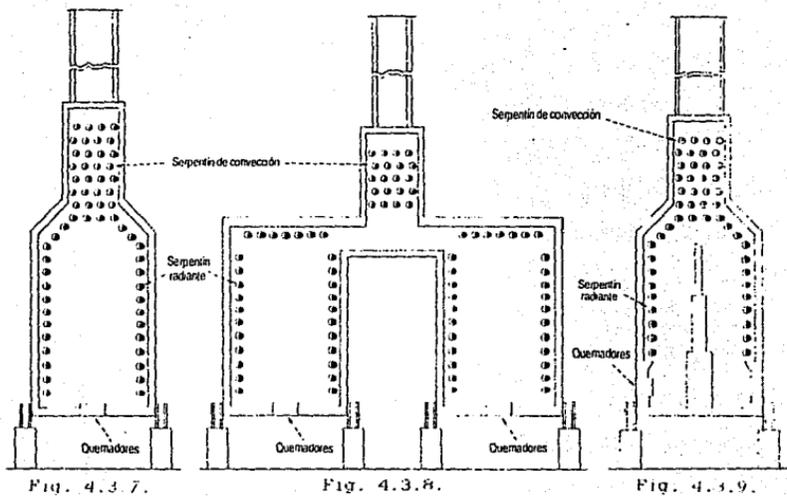


Fig. 4.3.7.

Fig. 4.3.8.

Fig. 4.3.9.

Fig. 4.2.7. Cabina \*\*

Fig. 4.3.8. Caja de dos celdas. \*\*

Fig. 4.3.9. Cabina con puente de división. \*\*

\*\*. [De Chem. Eng., 102-103 (jun 19, 1932).]

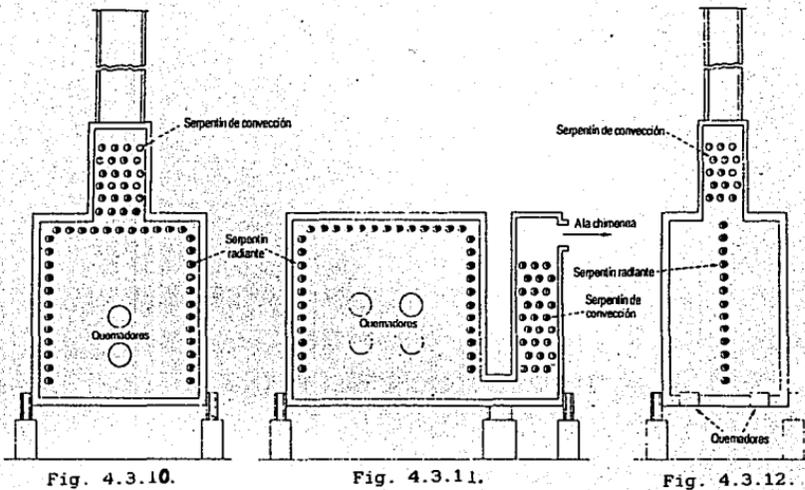


Fig. 4.3.10.- Caja de combustión interna.\*\*

Fig. 4.3.11.- Caja de combustión externa, con acoplamiento lateral de la sección de convección.\*\*

Fig. 4.3.12.- Tubo-horizonta, hilera simple, combustión doble.\*\*

\*\*.- [De Chem. Eng., 102-103 (jun 19, 1978).]

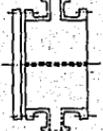
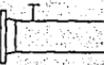
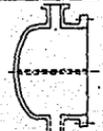
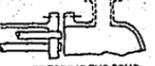
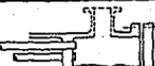
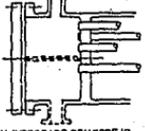
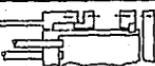
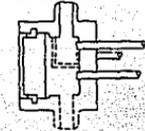
	TIPOS DE CABEZAL ESTACIONARIO, EXTREMO FRONTAL		TIPOS DE CORAZAS		TIPOS DE CABEZALES, EXTREMO POSTERIOR
<b>A</b>	 CANAL Y CUBIERTA DESMONTABLE	<b>E</b>	 CORAZA DE UN PASO	<b>L</b>	 DE ESPEJO FLUJO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO "A"
<b>B</b>	 CASQUETE (CUBIERTA INTEGRADA)	<b>F</b>	 CORAZA DE DOS PASOS CON DEFLECTOR LONGITUDINAL	<b>M</b>	 DE ESPEJO FLUJO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO "B"
<b>C</b>	 SOLO HAZ DE TUBOS DESMONTABLE CANAL INTEGRADO CON ESPEJO Y CUBIERTA DESMONTABLE	<b>G</b>	 DE FLUJO PARTIDO	<b>N</b>	 DE ESPEJO FLUJO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO "N"
<b>N</b>	 CANAL INTEGRADO CON ESPEJO Y CUBIERTA DESMONTABLE	<b>H</b>	 DE FLUJO PARTIDO DOBLE	<b>P</b>	 CABEZAL FLOTANTE CON EMPAQUE EXTERIOR
<b>D</b>	 CIERRE ESPECIAL A ALTA PRESION	<b>J</b>	 DE FLUJO DIVIDIDO	<b>S</b>	 CABEZAL FLOTANTE CON DISPOSITIVO DE APOYO
		<b>K</b>	 REBOILADOR DE CALDERA	<b>T</b>	 CABEZAL FLOTANTE SIN CONTRABRIDA
		<b>X</b>	 FLUJO CRUZADO	<b>U</b>	 HAZ DE TUBO EN U
				<b>W</b>	 ESPEJO FLOTANTE SELLADO EXTERNAMENTE

Fig. 4.4.1.- Designación de tipo TEMA para intercambiadores de calor de coraza y tubo (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association 6a. Ed., 1978).

**TABLA 4. 4. 1 Características de los principales intercambiadores del tipo de coraza y tubo\***

Tipo de diseño	Espejo fijo	Tubo en U	Cabezal flotante de anillo de cierre hidráulico	Cabezal flotante interno (anillo de apoyo dividido)	Cabezal flotante con empaque exterior	Cabezal flotante sin contrabrida
TEMA, de tipo de cabezal posterior	L o M o N	U	W	S	P	T
Aumentos relativos de costos de A (el menos caro) a E (el más caro)	B	A	C	E	D	E
Disposición para la expansión diferencial	Junta de expansión en la creaza	Tubos individuales con libertad para dilatarse	Cabezal flotante	Cabezal flotante	Cabezal flotante	Cabezal flotante
Haz retirable	No	Si	Si	Si	Si	Si
Es posible reemplazar el haz	No	Si	Si	Si	Si	Si
Tubos individuales reemplazables	Si	Sólo los de la hilera exterior <sup>†</sup>	Si	Si	Si	Si
Limpieza de los tubos mediante productos químicos, por dentro y por fuera	Si	Si	Si	Si	Si	Si
Limpieza del interior del tubo, en forma mecánica	Si	Se necesitan herramientas especiales	Si	Si	Si	Si
Limpieza del ext. del tubo, en forma mec:						
Paso triangular	No	No**	No**	No**	No**	No**
Paso cuadrado	No	Si	Si	Si	Si	Si
Limpieza por chorro de agua:						
Tubo interior	Si	Se necesitan herramientas especiales	Si	Si	Si	Si
Tubo exterior	No	Si	Si	Si	Si	Si
Es factible un espejo doble	Si	Si	No	No	Si	Si
Número de pasos de tubos	Sin limitaciones prácticas	Es posible cualquier número par.	Limitado a uno o dos pasos	Sin limitaciones prácticas <sup>‡</sup>	Sin limitaciones prácticas	Sin limitaciones prácticas <sup>‡</sup>
Empaques internos eliminados	Si	Si	Si	No	Si	No

NOTA: Costos relativos, A y B no son significativamente distintos y se intercambian para tramos largos de tubos.

\* Modificada de la página 4-8 del Patterson-Kelley Co. Manual No. 700A, "Heat Exchangers".

<sup>†</sup> Se han construido haces de tubos en U con soporte que permiten que los acodamientos en U se separen, para reemplazar el tubo al interior del haz.

<sup>\*\*</sup> La configuración triangular normal no permite la limpieza mecánica. Con una configuración triangular ancha que es igual a 2 (diámetro de tubo más pista de limpieza)  $\sqrt{3}$ , es posible la limpieza mecánica de los haces desmontables. Este gran espaciado no se utiliza con mucha frecuencia.

<sup>‡</sup> Para un número impar de pasos del lado del tubo, el cabezal flotante requiere una junta con empaque o una de expansión.

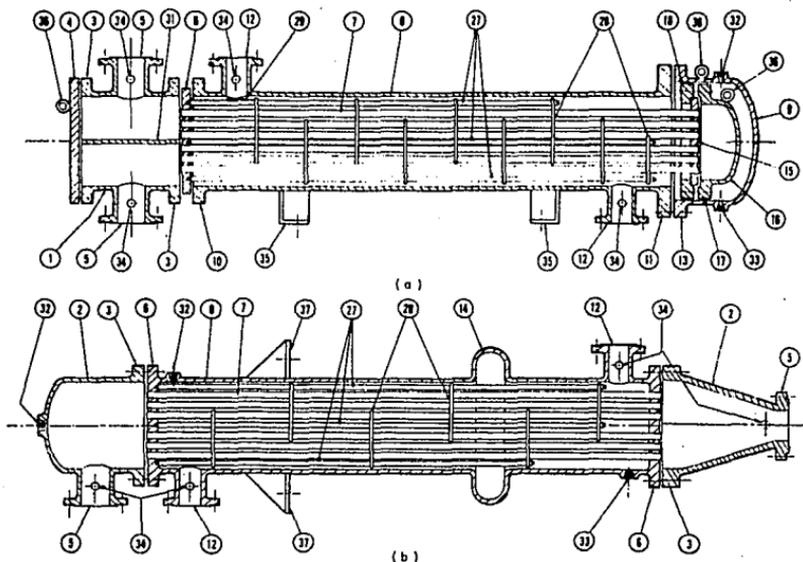


Fig. 4.4.2. Nomenclatura de componentes de intercambiadores de calor.  
 a). Intercambiador de calor de cabezal flotante interno (con dispositivo de apoyo del cabezal flotante). TIPO AES.  
 b). Intercambiador de espejo fijo. TIPO BEM.

- c). Intercambiador de cabezal flotante con empaque exterior. TIPO AEP.
- d). Intercambiador de calor de tubo en U. TIPO CFU.
- e). Rehervidor de cabezal flotante de caldera. TIPO AKT.
- f). Intercambiador con espejo empaquetado y anillo de cierre hidráulico. TIPO AJW.

(Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association. 6a. Ed.. 1978.)

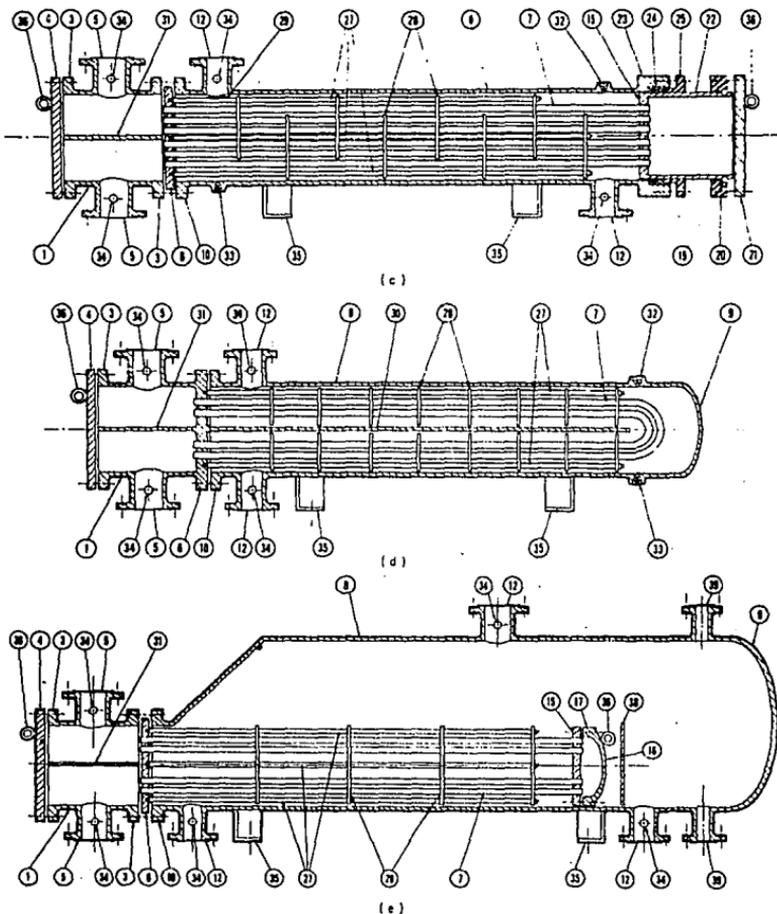
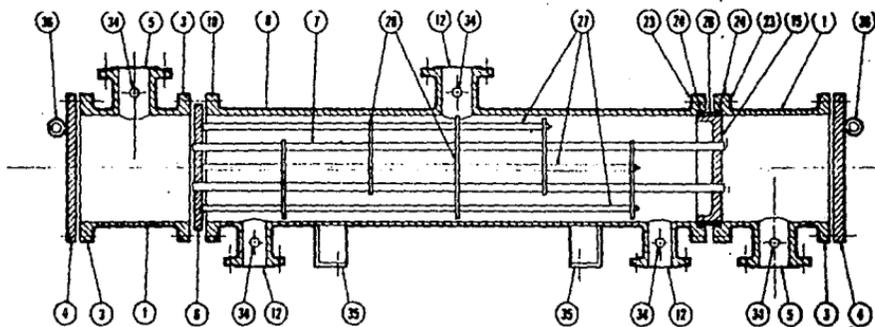


Fig. 4.4.2. Nomenclatura de componentes de intercambiadores de calor. (Continuación).



( f )

70

- 1. Cabezal estacionario, canal
- 2. Cabezal estacionario, casquete
- 3. Brida de cabezal estacionario, canal o casquete
- 4. Cubierta de canal
- 5. Tobera de cabezal estacionario
- 6. Espejo estacionario
- 7. Tubos
- 8. Coraza
- 9. Cubierta de la coraza
- 10. Brida de la coraza, extremo del cabezal estacionario
- 11. Brida de la coraza, extremo del cabezal posterior
- 12. Tobera de la coraza
- 13. Brida de la cubierta de la coraza
- 14. Junta de expansión
- 15. Espejo flotante
- 16. Cubierta del cabezal flotante
- 17. Brida del cabezal flotante
- 18. Dispositivo de apoyo del cabezal flotante
- 19. Anillo de corte dividido

- 20. Brida de apoyo deslizante
- 21. Cubierta del cabezal flotante
- 22. Faldón del espejo flotante
- 23. Brida del prensaestopas
- 24. Empaque
- 25. Prensaestopas
- 26. Anillo de cierre hidráulico
- 27. Bielas y espaciadores
- 28. Deflectores transversales o placas de apoyo
- 29. Placa de choque
- 30. Deflector longitudinal
- 31. Separación de paso
- 32. Conexión de ventila
- 33. Conexión de drenaje
- 34. Conexión de instrumentos
- 35. Albardilla de soporte
- 36. Tañón elevador
- 37. Ménsula de soporte
- 38. Vortedero
- 39. Conexión del nivel del líquido

FIG. 4.4.2. (Continuación).

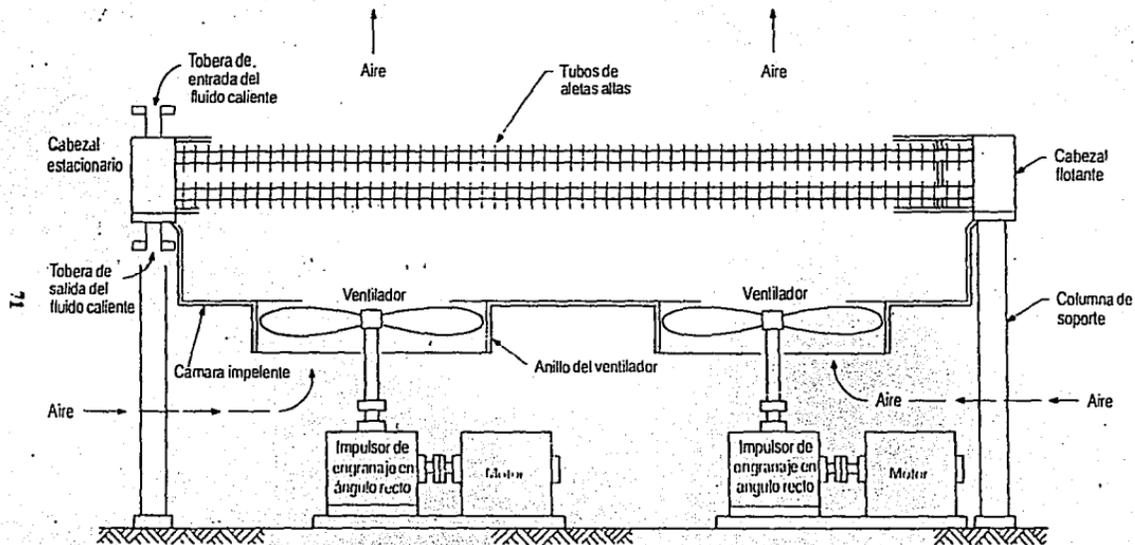


FIG. 4 - 5. 1 Intercambiador de calor en friado por aire, de tiro forzado [*Chem. Eng.*, 114 (Mar. 27, 1978)].

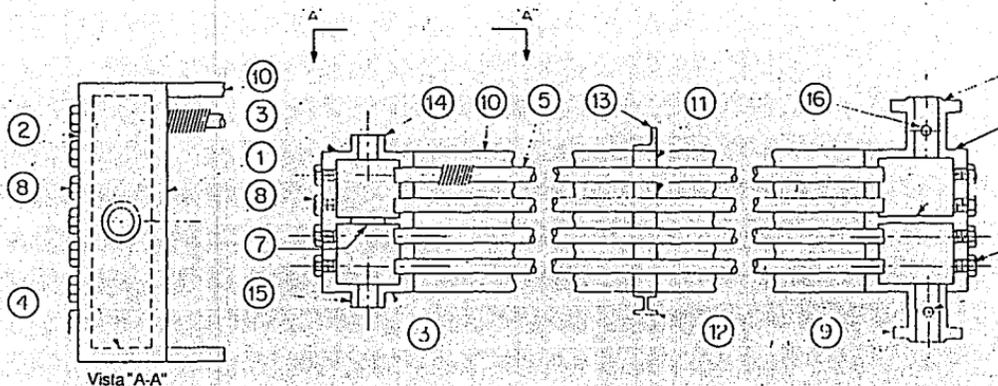
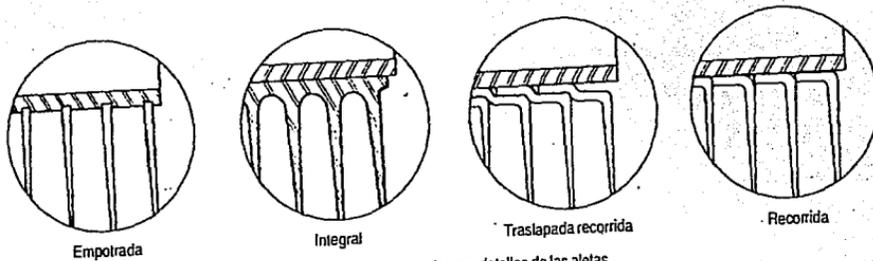


FIG. 4. 5. 2 Construcción usual de un haz de tubos con cabezales en forma de tapón: 1) Espejo; 2) Placa de tapón; 3) Placas superior e inferior; 4) Placa extrema; 5) Tubo; 6) Partición de paso; 7) Refuerzo; 8) Tapón; 9) Tobera; 10) Armazón lateral; 11) Espaciador de tubo; 12) Soporte transversal de tubos; 13) Abrazadera de tubos; 14) Venteo; 15) Drenaje; 16) Conexión de instrumentos (API Standard 661.)



Secciones transversales con detalles de las aletas

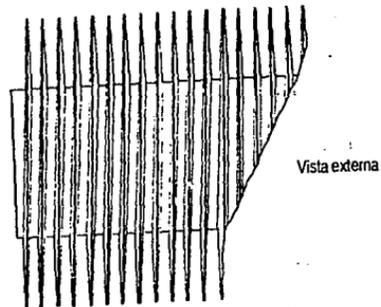


FIG. 4.5.3 Configuraciones de tubos con aletas.

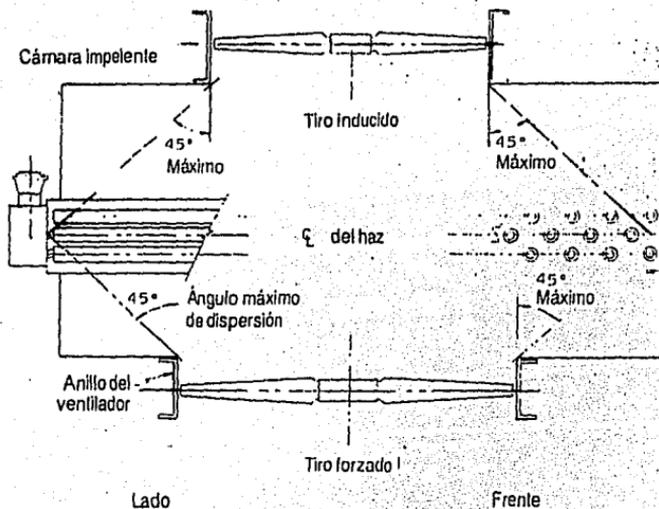


FIG. 4.5.4 Ángulo de dispersión del ventilador (API Standard 661)

El aire de entrada está frío (aire ambiente) -  
Mezcla despreciable del aire de entrada con el de salida

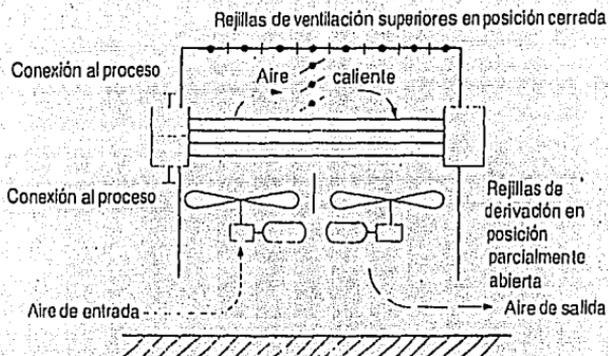
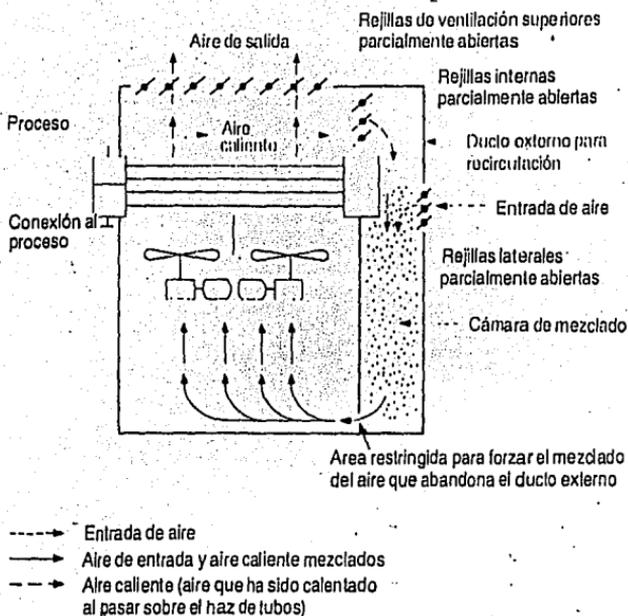


FIG. 4.5.5 Recirculación interna contenida (con rejillas de ventilación internas). [*Hydrocarbon Process*, 59, 148-149 (octubre 1980).]



**FIG. 4.5.6** Recirculación externa con una cámara de mezclado adecuada.  
 [Hydrocarbon Process, 59, 1-18-1-19 (octubre, 1980).]

## V.- PROGRAMACIÓN Y COMPUTACIÓN.

### 5.1.- Objetivos.

1. Conocer los conceptos fundamentales de los algoritmos.
2. Conocer y aplicar la simbología básica para elaborar diagramas de flujo.
3. Codificar diagramas de flujo utilizando comandos de Turbo Pascal.
4. Conocer y aplicar las cinco actividades básicas de programación.
5. Conocer y aplicar las dos actividades derivadas de programación.

### 5.2.- Antecedentes.

Las computadoras electrónicas modernas son uno de los productos más importantes del siglo XX y especialmente de las últimas décadas. Son una herramienta esencial en todas las áreas: industria, gobierno, ciencia, educación, etc. El papel de los programas de computadoras es esencial; sin una lista de instrucciones a seguir, la computadora es virtualmente inútil. Los lenguajes de programación nos permiten escribir esos programas y por consiguiente comunicarnos con las computadoras. La ciencia de las computadoras o informática se estudia a través de lenguajes, que en este caso hoy en día se dispone de uno de los más versátiles: el lenguaje Pascal y su versión más eficiente y potente lo constituye el Turbo Pascal. La computadora tiene como principal objetivo la resolución de problemas, lo cual nos lleva a la escritura de un programa y su ejecución en la misma. Aunque el proceso de diseñar programas es esencialmente un proceso creativo, se pueden considerar una serie de fases o pasos comunes, que generalmente deben seguir todos los programadores y que se explican a continuación:

### 5.3.- Desarrollo de algoritmos.

La palabra algoritmo se deriva de la traducción al latín de la palabra árabe Alkhôwarîsmi, nombre de un matemático y astrónomo árabe que escribió un tratado sobre manipulación de números y ecuaciones en el siglo IX. Así, un algoritmo es un método para resolver un problema mediante una serie de pasos definidos y finitos. Para el desarrollo de algoritmos, es necesario manejar los siguientes conceptos:

**TAREA :** Es el propósito del programa, el objetivo que se desea lograr o el problema a resolver. Ejemplo : obtener el valor promedio de una serie de n números. La resolución de esta tarea es, en sí, el algoritmo soportado por un ambiente que contiene actividades básicas y derivadas, variables y subprogramas.

**MODELO :** Representación matemática del problema en estudio. Ejemplo: Para el promedio de n números se utiliza el siguiente modelo:  $xp = (\sum Xi)/n, i=1,n$  Dado que el diseño de un algoritmo es independiente del lenguaje de programación utilizado para su implementación, el código puede ser escrito con igual facilidad en un lenguaje o en otro. Para realizar la conversión del algoritmo en programa se deben sustituir las palabras reservadas en español por sus equivalentes en inglés, y las operaciones/instrucciones indicadas en lenguaje natural expresarlas en lenguaje de programación correspondiente. Los algoritmos, dependiendo de que si son condensados o desglosados se clasifican en NIVEL I y NIVEL II respectivamente. La representación de un algoritmo puede ser mediante una lista de actividades numeradas (en pseudo código) así, para el cálculo del promedio de una serie de n números que se da a continuación la siguiente lista de pseudocódigos:

- 1.- Entrada del número de datos y asignarlo a n
- 2.- Declarar la variable suma=0,
- 3.- Abrir un circuito de conteo con i=1
- 4.- Entrada de dato x a promediar
- 5.- Acumular suma:=suma+x
- 6.- Incrementar el contador en una unidad i:=i+1
- 7.- Verificar la condición para regresar al punto 4 o de lo contrario continuar con el paso 8. En este caso preguntar si la variable de conteo es menor o igual que n

#### 5.4.- Diagrama de flujo.

Es una representación gráfica de un algoritmo utilizando simbología especial, dicha simbología ha sido normalizada por el Instituto Norteamericano de Normalización (ANSI) y los más frecuentes se muestran al final del capítulo para las cinco actividades básicas de programación.

# ESTA TESIS NO DEBE SALIR DE LA BIBLIOTECA

## 5.5.- Variable.

Es una localidad de memoria cuya dirección queda asociada a su nombre, en la cual se almacena el valor (dato), que le corresponde. Esta variable es equivalente a una variable algebraica, con la diferencia de que su valor puede ser reemplazado incluso con ecuaciones de recursión.

**PROGRAMA :** Es un algoritmo codificado en un lenguaje de programación que en nuestro caso es Turbo Pascal. Al escribir el programa (programa fuente), es preciso introducirlo en memoria mediante el teclado y almacenarlo posteriormente en el disco. Esta operación se realiza con un programa editor, posteriormente el programa fuente se convierte en un archivo de programa que se guarda (graba en disco). El programa fuente debe ser traducido a lenguaje de máquina. Este proceso se realiza con el compilador y el sistema operativo que se encargan prácticamente de la compilación. Si en la compilación se presentan errores (errores de compilación) en el programa fuente, es preciso volver a editar el programa, corregir los errores y compilar de nuevo. Este proceso se repite hasta que no se producen errores, obteniéndose el programa objeto que todavía no es ejecutable directamente sino a través del ambiente del editor del lenguaje. Suponiendo que no existen errores en el programa fuente, se debe instruir al sistema operativo para que realice la fase de montaje o enlace (link), carga, del programa objeto con las librerías del programa del compilador, excepto los posibles archivos de datos que ingresen valores a las variables -en su caso-, al programa. El proceso de montaje produce un programa ejecutable. Cuando el programa ejecutable se ha creado, se puede ya ejecutar (correr o rodar) desde el sistema operativo con sólo teclear su nombre (en el caso de DOS). Suponiendo que no existen errores durante la ejecución (llamados errores en tiempo de ejecución). Se obtendrá la salida de resultados del programa.

## 5.6.- Las cinco actividades básicas de programación.

De las cinco actividades básicas de programación se tienen las siguientes definiciones:

### 5.6.1.- Entrada de datos.

La actividad de entrada permite proporcionar datos durante la ejecución de un programa, los datos pueden ser enteros, reales, caracteres o cadenas. No se puede leer un boolean o un elemento tipo

enumerado. Los datos estructurados como arrays, registros o conjuntos no se pueden leer globalmente. En esta actividad de lectura o entrada, los valores o datos provienen de un periférico (teclado, unidad de disco o una línea que conecte la Computadora a otro dispositivo de lectura) y dirigidos hacia zonas de memoria. En nuestro caso nos referimos al teclado. La actividad de entrada permite suministrar datos a través del teclado, del disco o de localidades de memoria.

**INSTRUCCIONES READ y READLN.** Las instrucciones READ y READLN representan una actividad de entrada, en nuestro caso para Turbo Pascal y su sintaxis es : READ(v1,v2,...,vn); ó READLN(v1,v2,...,vn); La diferencia entre estas dos instrucciones representa un salto de renglón, es decir, en READ el cursor quedará en el mismo renglón, un lugar después del valor v suministrado desde el teclado, y en READLN el cursor saltará al inicio del siguiente renglón una vez que haya leído el valor de las variable, las cuales deben separarse por espacios en blanco.

#### 5.6.2.- Salida de datos e impresión de resultados.

Esta actividad toma información de la memoria que en si son los resultados o alguna otra información de salida como letreros o mensajes de tipo conversacional y los sitúa en la pantalla, en un dispositivo de almacenamiento (disco duro o flexible), o en un puerto E/S (Puertos Serie Paralelo para comunicaciones o impresoras normalmente paralelas). Esta actividad es esencialmente la misma que la de entrada, sólo que en sentido inverso, permite visualizar datos y resultados impresos en la pantalla del monitor o en hojas de papel en la impresora solicitados a través del teclado.

**INSTRUCCIONES WRITE Y WRITELN.** Estas instrucciones de Turbo Pascal representan actividades de salida, su sintaxis es : WRITE('Letrero',v1,v1,...,vn); ó WRITELN('Letrero',v1,v2,...,vn); La diferencia entre estas dos instrucciones es similar a la de las instrucciones antes mencionadas. Es decir, con WRITE el cursor quedará posicionado exactamente un pixel después de haber impreso la información solicitada, a diferencia de WRITELN que posicionará el cursor al inicio del siguiente renglón. Para imprimir en papel teclear lst separado por una coma antes del letrero o variables a imprimir habiendo declarado la unidad printer en la sección uses. Ejemplo:  
writelnlst,'letrero',v1,v2,...,vn);

### 5.6.3.- Asignación o reemplazo.

La **sentencia de Asignación o reemplazo** se utiliza para **asignar (almacenar) valores o variables**. En sí, la **asignación** es una operación que **almacena un valor determinado en una localidad de memoria**. En **pseudo código** se representa con una **flecha ←** para denotar que el valor situado a la derecha se **almacena en la variable del lado izquierdo** la cual tiene asignada una **unidad de memoria en RAM** con el siguiente formato:

**Variable ← Expresión**. En Turbo Pascal el operador ← se sustituye por el símbolo := que se denomina **operador de asignación** que equivale al operador aritmético básico = por ejemplo: **Variable := Expresión**. Donde: **Variable** es un **identificador válido declarado en el bloque 1**, **Expresión** es una **variable, constante, expresión o fórmula a evaluar**. El tipo del resultado de la expresión debe ser del mismo tipo que el de la variable.

### 5.6.4.- Si condicional.

Dado que las **expresiones lógicas** toman el valor verdadero o falso, **evalúa una condición de interés para el programador**. Para que las **Computadoras ejecuten o no una cierta secuencia de actividades**, en Turbo Pascal la alternativa es la **sentencia if then else** de la cual se da su estructura: (una sola expresión if).

```
if expresión lógica
then
begin { si se cumple }
  sentencias
end
else
begin { no se cumple }
  sentencias
end;
```

La estructura o **sentencia if** funciona de la siguiente manera:

1. Se evalúa la **expresión lógica**.

2. Si la expresión lógica toma el valor true (verdadero), se ejecutará la sentencia o sentencias después de then begin (si solamente es una sentencia se omiten los begin y end) y el control o secuencia de actividades pasará a la sentencia inmediata posterior del if-then-else sin ejecutar las actividades a desarrollar entre los paréntesis begin-end de la parte else.

3. Si la expresión toma el valor false (falso), entonces sólo se ejecutarán las actividades o sentencias entre los paréntesis begin-end correspondientes a la parte else sin pasar por las actividades entre los paréntesis begin-end de la parte then y el control o secuencia de actividades del programa pasa a la sentencia inmediata del if-then-else. O sea que si la condición es verdadera (si se cumple), hace la o las sentencias del then y no hace las del else. En caso contrario, si la condición es falsa (no se cumple), hace solamente las sentencias correspondientes al else y no hace las sentencias del then.

4. Esta sentencia sólo puede tener dos salidas:

a).- Caso verdadero o si se cumple la condición. (then)

b).- Caso falso o no se cumple la condición. (else)

5. Esta sentencia puede tener más de un acceso.

6. Se puede omitir la cláusula else en caso de que sólo se ejecute si una cierta condición es verdadera y no realizar ninguna acción si la condición es falsa, es decir que cuando la condición sea verdadera y solamente sea de interés dicha condición, ya no es necesario anotar else para que continúe con la siguiente sentencia después del if-then- else del programa pues dicha actividad de continuidad la realiza de manera lógica.

#### 5.6.5.- Transferencia de control.

Esta actividad es en si una alteración de la secuencia normal del proceso que se este ejecutando y que normalmente es de arriba hacia abajo. Esta actividad de transferencia de control también se considera como una recirculación o derivación a la secuencia normal de ejecución de un programa y su expresión es el goto. Si usted está familiarizado con algún otro lenguaje de programación también de alto nivel como lo son el Basic o el Fortran, podrá identificar esta actividad de inmediato, ya que goto es utilizado también. Dentro de la Programación estructurada en Turbo Pascal, se acostumbra programar sin goto debido a que esta actividad aumenta la complejidad de los programas y por consiguiente aumentan los

errores y hace los programas más difíciles de escribir, verificar, leer y entender. Turbo Pascal no requiere el uso de la sentencia goto. Al final del presente capítulo se presenta una tabla con la simbología para las cinco actividades básicas de programación.

### 5.7.- Las dos actividades derivadas de programación.

De acuerdo a los objetivos anotados arriba existen, entre otras, dos actividades derivadas de programación aparte de las cinco básicas y son:

#### a).- Circuitos de cálculo.

--Círculo de conteo declarando un contador (sentencias goto e if then else).

--Círculo de cálculo (sentencia for do).

--Círculo de convergencia con condición al inicio (sentencia while do).

--Círculo de convergencia con condición al final (sentencia repeat- until).

El círculo de conteo es una fusión de los comandos if then else más el goto, su representación en diagrama de flujo se encuentra al final de la práctica en los diagramas anexos. Su actividad es repetitiva, es decir, mientras el valor del contador no rebase el límite especificado estará regresando al inicio del círculo realizando en cada regreso (vuelta), las actividades comprendidas entre estos dos puntos de inicio y final del círculo, donde el rombo representa el final y la flecha representa el inicio. En este caso es necesario declarar el uso de un contador.

El círculo de cálculo, es en sí la sentencia for do. Como puede observarse, no es necesario incrementar el contador, pues la variable se incrementa por sí sola de acuerdo al incremento seleccionado hasta el punto final y puede ser en forma creciente o decreciente. Nuevamente por cada vuelta se ejecutan todas las sentencias y operaciones dentro del círculo, de modo que: En numerosas ocasiones se puede desear un círculo que se ejecute un número determinado de veces, y cuyo número se conozca por anticipado. Para aplicaciones de este tipo se utiliza la sentencia for. La sentencia for requiere que conozcamos por anticipado el número de veces que se ejecutan las sentencias del interior del círculo. Si se desea que las sentencias controladas se ejecuten hasta que ocurra una determinada situación y no se conoce de

antemano el número de repeticiones, entonces se debe utilizar la sentencia while o repeat en lugar de for. El pseudo código y formato de la sentencia for se indican a continuación:

desde valor inicial hasta valor final hacer	Lo cual se traduce en:
sentencias	for valor inicial to valor final do
fin_desde	sentencias;

Al ejecutarse la sentencia for la primera vez, el valor inicial se asigna a variable que se denomina variable de control, y a continuación se ejecuta la sentencia del interior del circuito. Si la sentencia es compuesta, entonces el formato de for es:

for v:=vi to vf do	for v:=vf downto vi do { donde: vi=valor inicial de v y vf= valor final de f }
begin	begin
sentencia_1;	sentencia_1;
sentencia_2;	sentencia_2;
.	.
.	.
sentencia_n	sentencia_n
end;	end;

El contador del circuito se puede decrementar de uno en uno (lado derecho del formato anterior) en lugar de incrementar (lado izquierdo del formato anterior) como se indica.

#### REGLAS DE FUNCIONAMIENTO DE FOR TO (Y DOWNTO).

- 1.- Las variables de control, valor inicial y valor final deben ser todas del mismo tipo, pero el tipo real no está permitido. Los valores iniciales y finales pueden ser tanto expresiones como constantes.
- 2.- Antes de la primera ejecución del ciclo, a la variable de control se asigna el valor inicial.

- 3.- La última ejecución del ciclo ocurre cuando la variable de control es igual al valor final.
- 4.- Cuando se utiliza la palabra reservada `to`, la variable de control se incrementa en cada iteración. Si se utiliza `downto`, la variable se decrementa.
- 5.- Es ilegal intentar modificar el valor de la variable de control, el valor inicial y el valor final dentro del circuito.
- 6.- El valor de la variable de control se queda indefinido cuando se termina el circuito.

Una variable de control debe ser de tipo ordinal o un subrango de tipo ordinal. Así pues, además de entera puede ser de tipo `char` o de tipo booleano u otro tipo ordinal.

**El circuito de convergencia con condición al inicio** es la sentencia `while do` que traducido dice: "Mientras la condición sea verdadera, has las actividades a continuación, de lo contrario (condición falsa) no hagas estas actividades y has aquellas (las que están fuera del circuito)" es decir, se sale del circuito y continúa con las sentencias subsecuentes. La condición se da al inicio. Si hay una sola sentencia dentro del circuito, se dice que la sentencia es simple y por lo tanto se eliminan los paréntesis `begin end` correspondientes del circuito, de lo contrario (en caso de haber más de una sentencia), se dice que la sentencia dentro del circuito es compuesta y por lo tanto deberá llevar paréntesis `begin end` al principio y al final del circuito respectivamente. Cuando la sentencia `WHILE` se ejecuta, la primera cosa que sucede es la evaluación de la expresión lógica. Si se evalúa a FALSO (`false`), ninguna acción se realiza y el programa prosigue en la siguiente sentencia después del ciclo. Si la expresión lógica se evalúa a VERDADERO (`true`), entonces se ejecuta el cuerpo del ciclo y se evalúa de nuevo la expresión. Este proceso se repite mientras que la expresión lógica permanezca VERDADERA. Después de cada iteración, la expresión lógica se vuelve a evaluar y se verifica de nuevo, y si es verdadera, las sentencias que están dentro del ciclo se vuelven a ejecutar, es decir, se repite de nuevo el ciclo; si cambia de verdadera a falsa la expresión lógica (condición), entonces la sentencia `WHILE` finaliza y el programa prosigue en la siguiente sentencia del programa que se ejecuta en forma descendente. La sintaxis de la sentencia `WHILE` es:

**MIENTRAS** condición HACER

**WHILE** expresión lógica DO

sentencia

**FIN\_MIENTRAS** {sentencia simple}

**WHILE** expresión lógica DO

begin

sentencia\_1; {cuerpo del bucle}

sentencia\_n

end; {sentencia compuesta}

#### REGLAS DE FUNCIONAMIENTO:

- 1.- La condición (expresión lógica) se evalúa antes y después de cada ejecución del ciclo. Si la condición es verdadera, se ejecuta el ciclo, y si es falsa, el control pasa a la sentencia siguiente al ciclo.
- 2.- Si la condición se evalúa a falso cuando se ejecuta el ciclo por primera vez, el cuerpo del ciclo no se ejecutará nunca. En este caso se dice que el ciclo se ha ejecutado CERO VECES.
- 3.- Mientras la condición sea verdadera el ciclo se ejecutará indefinidamente a menos que "algo" en el interior del ciclo modifique la condición haciendo que su valor pase a falso. Si la expresión nunca cambia de valor, entonces el ciclo no termina nunca y se denomina CICLO INFINITO o SIN FIN (en general, se detiene el proceso manualmente utilizando la secuencia de teclas CTRL- PAUSE).

**El circuito de convergencia con condición al final** está representado por el comando repeat until, el cual traducido dice: "Repite las actividades siguientes hasta que la condición final sea falsa". Se realiza de forma similar al circuito anterior con la única diferencia de que la condición que decide si el circuito continúa dando vueltas se encuentra en este caso al final del circuito. La sentencia REPEAT especifica un ciclo condicional que se repite hasta que la condición (expresión lógica) se hace verdadera. Tal ciclo se denomina REPEAT-UNTIL. Su pseudo código y su sintaxis se dan a continuación:

REPETIR

sentencia\_1;

sentencia\_2

HASTA\_QUE condición se cumpla.

REPEAT

sentencia\_1;

{cuerpo del ciclo}

sentencia\_n

UNTIL expresión lógica

#### REGLAS DE FUNCIONAMIENTO:

- 1.- La condición (expresión lógica) se evalúa al final del ciclo, es decir, después de ejecutarse todas las sentencias.
- 2.- Si la expresión lógica es verdadera se vuelve a repetir el ciclo y se ejecutan todas las sentencias.
- 3.- Si la expresión lógica es falsa, se sale del ciclo y se ejecuta la siguiente sentencia a UNTIL.
- 4.- La sintaxis no requiere BEGIN END.
- 5.- Ya que la evaluación de la condición se hace al finalizar el ciclo, éste se llevará a cabo cuando menos una vez, aunque dicha condición sea falsa desde el principio.

**b).- Ramificación de proceso. (sentencia case).** En el caso de la ramificación, existen algoritmos constituidos por varias trayectorias para dirigir a la secuencia de ejecución del programa, por una ruta o trayectoria deseada, en donde se utilizan sentencias if then else múltiples o anidadas, lo cual agranda el programa y lo hace más complejo. Para resolver este problema se cuenta con la sentencia CASE, la cual se utiliza para elegir entre diferentes alternativas. Una sentencia CASE se compone de varias sentencias. Cuando CASE se ejecuta, una (y sólo una) de las sentencias se selecciona y se ejecuta. La sintaxis para esta sentencia es:

case selector of {según\_sea selector hacer}

lista constantes 1: sentencia 1; C11,C12,.....sentencia 1;

lista constantes 2: sentencia 2; C21,C22,.....sentencia 2;

```

lista constantes n: sentencia n;
else
sentencia x { sino sentencia x }
end {case} { fin según}

```

La lista de constantes pueden ser constantes o un valor subrango: constante 1..constante 2

#### REGLAS DE FUNCIONAMIENTO:

- 1.- La expresión selector se evalúa y se compara con las listas de constantes; las listas de constantes son listas de uno o más posibles valores de selector separadas por comas. Sólo se ejecuta una sentencia. Si el valor del selector está en lista constantes 1 entonces se ejecuta sentencia 1. El control se pasa seguidamente a la primera sentencia a continuación del end. Cada sentencia puede ser a su vez una sentencia Pascal simple (sin paréntesis begin end) o compuesta (con paréntesis begin end).
- 2.- La cláusula else es opcional como en la sentencia if.
- 3.- Si el valor del selector no está comprendido en ninguna lista de constantes y no existe la cláusula else, no sucede nada y sigue el flujo del programa; si el valor del selector no coincide con alguna constante, se ejecuta(n) la(s) sentencia(s) a continuación de la cláusula else.
- 4.- El selector debe ser un tipo ordinal (integer, char, boolean o enumerado). Los números reales no pueden ser utilizados ya que no son ordinales. Los valores ordinales de los límites inferiores y superiores deben estar dentro del rango -32768 a 32767. Por consiguiente, los tipos string, longint y word no son válidos.
- 5.- Todas las constantes case deben ser únicas y de un tipo ordinal compatible con el tipo de selector.
- 6.- Cada sentencia, excepto la última, deben ir seguidas de punto y coma.

Al final del presente capítulo se presenta una tabla con la simbología para las dos actividades derivadas de programación y la tabla del código ascii (American Standard Code for Information Interchange ) Código Standar Americano para Intercambio de Información.

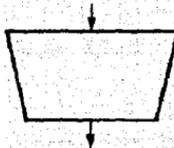
LAS CINCO ACTIVIDADES BASICAS DE PROGRAMACION PARA CUALQUIER LENGUAJE:

SENTENCIAS TURBO  
PASCAL :

SIMBOLOGIA:

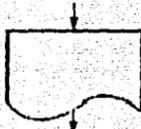
SIGNIFICADO:

READ( );  
READLN( );



ENTRADA DE DATOS.

WRITE( );  
Writeln( );



SALIDA DE DATOS E  
IMPRESION DE RE--  
SULTADOS.

::=



ASIGNACION O REEM--  
PLAZO.

IF (CONDICION)  
THEN BEGIN  
    SENTENCIAS;  
    END  
ELSE BEGIN  
    SENTENCIAS;  
    END;



SI CONDICIONAL.

GOTO ETIQUETA;



TRANSFERENCIA DE  
CONTROL.

## LAS DOS ACTIVIDADES DERIVADAS DE PROGRAMACION

### 1.- CIRCUITOS DE CALCULO.

#### A).- CIRCUITO DE CALCULO.



SINTAXIS: (PUEDE UTILIZAR DOS FORMAS)

FOR U, TO V, DO	FOR U, CONTINIO V,
BEGIN	BEGIN
SENTENCIAS;	SENTENCIAS;
END;	END;

#### B).- CIRCUITO DE CONVERGENCIA CON CONDICION AL INICIO.



SINTAXIS:

WHILE (EXPRESION LOGICA) DO  
BEGIN  
SENTENCIAS;  
END;

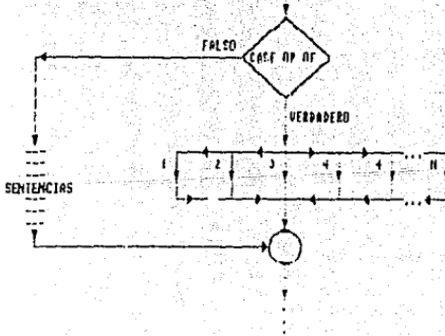
#### C).- CIRCUITO DE CONVERGENCIA CON CONDICION AL FINAL.



SINTAXIS:

REPEAT  
SENTENCIAS;  
UNTIL EXPRESION LOGICA;

### 2.- RAMIFICACION DE PROCESO.



SINTAXIS:

CASE SELECTOR OF  
LISTA DE CONSTANTES1; BEGIN  
SENTENCIAS;  
END;  
LISTA DE CONSTANTES2; BEGIN  
SENTENCIAS;  
END;  
LISTA DE CONSTANTESN; BEGIN  
SENTENCIAS;  
END  
ELSE  
BEGIN  
SENTENCIAS;  
END;

PC-8 Symbol Set

NUL	▶		0	@	P	`	p	Ç	É	á	☐	L	ll	α	≡
0	16	32	48	64	80	96	112	128	144	160	176	192	208	224	240
☺	◀	!	1	A	Q	a	q	ü	æ	í	☒	⊥	≡	β	±
1	17	33	49	65	81	97	113	129	145	161	177	193	209	225	241
☉	↕	"	2	B	R	b	r	é	Æ	ó	☒	⊥	≡	Γ	≥
2	18	34	50	66	82	98	114	130	146	162	178	194	210	226	242
♥	!!	#	3	C	S	c	s	â	ô	ú		⊥	ll	π	≤
3	19	35	51	67	83	99	115	131	147	163	179	195	211	227	243
♦	¶	\$	4	D	T	d	t	ä	ö	ñ	⊥	—	ll	Σ	∫
4	20	36	52	68	84	100	116	132	148	164	180	196	212	228	244
♣	§	%	5	E	U	e	u	à	ò	Ñ	≡	+	ll	σ	∫
5	21	37	53	69	85	101	117	133	149	165	181	197	213	229	245
♠	—	&	6	F	V	f	v	â	û	ª	ll	ll	ll	μ	÷
6	22	38	54	70	86	102	118	134	150	166	182	198	214	230	246
●	↕	'	7	G	W	g	w	ç	ù	º	ll	ll	ll	τ	≈
7	23	39	55	71	87	103	119	135	151	167	183	199	215	231	247
◼	↑	(	8	H	X	h	x	ê	ÿ	¿	ll	ll	ll	Φ	°
8	24	40	56	72	88	104	120	136	152	168	184	200	216	232	248
○	↓	)	9	I	Y	i	y	ë	Ö	⌈	ll	ll	ll	∅	·
9	25	41	57	73	89	105	121	137	153	169	185	201	217	233	249
◼	→	*	:	J	Z	j	z	è	Ü	⌋	ll	ll	ll	Ω	·
10	26	42	58	74	90	106	122	138	154	170	186	202	218	234	250
♂	←	+	;	K	[	k	{	ï	ç	½	ll	ll	ll	δ	√
11	27	43	59	75	91	107	123	139	155	171	187	203	219	235	251
♀	⌋	,	<	L	\	l		î	£	¼	ll	ll	ll	∞	π
12	28	44	60	76	92	108	124	140	156	172	188	204	220	236	252
♪	↔	-	=	M	]	m	}	ì	¥	⅓	ll	ll	ll	φ	2
13	29	45	61	77	93	109	125	141	157	173	189	205	221	237	253
♫	▲	.	>	N	^	n	~	Ä	Pt	«	ll	ll	ll	ε	■
14	30	46	62	78	94	110	126	142	158	174	190	206	222	238	254
⚙	▼	/	?	O	_	o	△	À	f	»	ll	ll	ll	∩	
15	31	47	63	79	95	111	127	143	159	175	191	207	223	239	255

A-4 Symbol Sets

## VI.- CORRIDA DEL PROGRAMA

### 6.1.- Objetivo.

El objetivo del presente capítulo es presentar las actividades de programación y computación ya con los datos del problema. Primeramente se hará el algoritmo de cálculo, es decir, la secuencia lógica de actividades para el estimado del costo con los datos requeridos para obtener los factores de las tablas y figuras y posteriormente aplicarlos a las ecuaciones de Guthrie y posteriormente elaborar los diagramas de flujo y su codificación al lenguaje de programación Turbo Pascal 7.0 con sus ejemplos de cálculo y finalmente analizar los resultados obtenidos.

### 6.2.- Algoritmo de cálculo del estimado de costos.

#### HORNOS DE PROCESO

- 01.- Ingresar el valor del calor absorbido por el horno desde 10 a 1,000 millones de Btu/h.
- 02.- Calcular el logaritmo del calor absorbido.
- 03.- Con la ecuación (3.5.2) de la calcular el costo base del horno.
- 04.- Calcular el antilogaritmo del costo base.
- 05.- Con el valor del costo base leer los valores del factor de costo directo y el factor modular norma de la tabla 3.5.3.
- 06.- Ingresar el tipo de diseño del horno.
- 07.- Con el tipo de diseño del horno conocido leer el valor del factor  $f_d$  de la tabla 3.5.2.
- 08.- Ingresar el tipo de material de los tubos localizados en la sección radiante del horno.
- 09.- Con el tipo de material de los tubos leer el valor del factor  $f_m$  de la tabla 3.5.2.
- 10.- Ingresar el valor de la presión de diseño del horno desde 500 a 3,000 psi.
- 11.- Con el valor de la presión de diseño leer el factor  $f_p$  de la tabla 3.5.2.
- 12.- Ingresar la fecha (mes y año) a la que se desea escalar el costo del estimado.
- \*13.- Con el mes y año conocidos leer los valores de los índices de precios al consumidor, marshall y costo del dólar de las tablas para este fin.

- 14.- Multiplicar el costo base por el costo del dólar en enero de 1968.
- 15.- Calcular el costo esperado a la fecha de escalación con el siguiente criterio:  
Si el horno es de proceso entonces utilizar la ecuación 3.5.1.  
Si el horno es reformador o de pirólisis entonces utilizar la ecuación 3.5.1.
- 16.- Continuar en el paso # 100.

#### CALENTADORES A FUEGO DIRECTO

- 01.- Ingresar el valor del calor absorbido por el calentador desde uno a 100 millones de Btu/h.
- 02.- Calcular el logaritmo del calor absorbido.
- 03.- Con la ecuación (3.6.2) calcular el costo base del calentador a fuego directo.
- 04.- Calcular el antilogaritmo del costo base.
- 05.- Con el valor del costo base leer los valores del factor de costo directo y el factor modular norma de la tabla 3.6.3.
- 06.- Ingresar el tipo de diseño del calentador a fuego directo.
- 07.- Con el tipo de diseño del calentador conocido leer el valor del factor  $f_d$  de la tabla 3.6.2.
- 08.- Ingresar el tipo de material de los tubos localizados en la sección radiante del calentador a fuego directo.
- 09.- Con el tipo de material de los tubos leer el valor del factor  $f_m$  de la tabla 3.6.2.
- 10.- Ingresar el valor de la presión de diseño del horno desde 500 a 1,500 psig.
- 11.- Con el valor de la presión de diseño leer el factor  $f_p$  de la tabla 3.6.2.
- 12.- Ingresar la fecha (mes y año) a la que se desea escalar el costo del estimado.
- \*13.- Con el mes y año conocidos leer los valores de los índices de precios al consumidor, marshall y costo del dólar de las tablas para este fin.
- 14.- Multiplicar el costo base por el costo del dólar en enero de 1968.
- 15.- Calcular el costo esperado a la fecha de escalación con la ecuación 3.6.1.
- 16.- Continuar en el paso # 100.

## CAMBIADORES DE CALOR DE TUBO Y CORAZA

- 01.- Ingresar el valor del área superficial de intercambio de calor de uno a 10,000 pies cuadrados
- 02.- Calcular el logaritmo del área superficial.
- 03.- Si el área superficial es menor de 100 pies cuadrados calcular el costo base de cambiador con la ecuación (3.7.2), de lo contrario ir al paso # 09.
- 04.- Calcular el antilogaritmo del costo base.
- 05.- Con el valor del costo base leer el valor del factor de costo directo de la tabla 3.7.7.
- 06.- Como se especifica cambiador de doble tubo leer los factores fin y factor modular norma de la tabla 3.7.5.
- 07.- Ingresar el valor de la presión de diseño del cambiador de 600 a 1,000 psig.
- 08.- Con el valor de la presión de diseño leer el factor fp de la tabla 3.7.5.
- 09.- Con la ecuación (3.7.3), calcular el costo base del cambiador de calor.
- 10.- Calcular el antilogaritmo del costo base.
- 11.- Con el valor del costo base leer los valores del factor de costo directo y el factor modular norma de la tabla 3.7.7.
- 12.- Ingresar el tipo de diseño del calentador a fuego directo.
- 13.- Con el tipo de diseño del calentador conocido leer el valor del factor fd de la tabla 3.7.3.
- 14.- Ingresar el tipo de material de la coraza y tubos (C/T) del cambiador de calor.
- 15.- Con el tipo de material de (C/T) leer el valor del factor fin de la tabla 3.7.5.
- 16.- Ingresar el valor de la presión de diseño del horno desde 600 a 1,000 psig.
- 17.- Con el valor de la presión de diseño leer el factor fp de la tabla 3.7.5.
- 18.- Ingresar la fecha (mes y año) a la que se desea escalar el costo del estimado.
- \*19.- Con el mes y año conocidos leer los valores de los índices de precios al consumidor, marshall y costo del dólar de las tablas para este fin.
- 20.- Multiplicar el costo base por el costo del dólar en enero de 1968.
- 21.- Calcular el costo esperado a la fecha de escalación con la ecuación 3.7.1.
- 22.- Continuar en el paso # 100.

FALLA DE ORIGEN

## CAMBIADORES DE CALOR ENFRIADOS CON AIRE

- 01.- Ingresar el valor del área de enfriamiento calculada desde 6,200 a 155,000 pies cuadrados y dividir este valor / 15.50
- 02.- Calcular el logaritmo del área de enfriamiento.
- 03.- Con la ecuación (3.8.2), calcular el costo base del enfriador con aire.
- 04.- Calcular el antilogaritmo del costo base.
- 05.- Con el valor del costo base leer los valores del factor de costo directo y el factor modular norma de la tabla 3.8.3.
- 06.- Ingresar la longitud de los tubos en pies del enfriador con aire.
- 07.- Con la longitud de los tubos conocida leer el factor  $f_l$  de la tabla 3.8.2.
- 08.- Ingresar el tipo de material de los tubos del enfriador con aire.
- 09.- Con el tipo de material de los tubos leer el valor del factor  $f_m$  de la tabla 3.8.2.
- 10.- Ingresar el valor de la presión de operación del enfriador con aire desde 150 a 1,000 psi.
- 11.- Con el valor de la presión de operación leer el factor  $f_p$  de la tabla 3.8.2.
- 12.- Ingresar la fecha (mes y año) a la que se desea escalar el costo del estimado.
- \*13.- Con el mes y año conocidos leer los valores de los índices de precios al consumidor, marshall y costo del dólar de las tablas para este fin.
- 14.- Multiplicar el costo base por el costo del dólar en enero de 1968.
- 15.- Calcular el costo esperado a la fecha de escalación con la ecuación 3.8.1.
- 16.- Continuar en el paso # 100.

\* Si el estimado del costo se va a realizar en pesos mexicanos calcular la variable índice de la siguiente manera:  $\text{índice} = \text{inpc} / 29.5$  o  $\text{índice} = \text{ipcdf} / 30.2$  donde  $\text{inpc}$  = índice nacional de precios al consumidor e  $\text{ipcdf}$  = índice de precios al consumidor en el D. F. (seleccionar el mayor de  $\text{inpc}$  o  $\text{ipcdf}$ ). Si el estimado del costo se va a realizar en dólares americanos calcular la variable índice de la siguiente manera:

$$\text{índice} = \text{marshall} / 266.8$$

cb = costo base.

fd = factor de costo directo.

fmn = factor modular norma.

ce = costo fob esperado a la fecha de escalación.

inpc = índice nacional de precios al consumidor.

ipcdf = índice de precios al consumidor el D. F.

marshall = índice Marshall & Swift

dólar = costo del dólar a la fecha de escalación.

cdbac = costo directo base acero al carbón.

cicm&o = costo de instalación en campo que incluye material y mano de obra.

cmsbac = costo modular sencillo base acero al carbón.

cmsr = costo modular sencillo real a la fecha de escalación.

cc = costo por contingencias.

cmtr = costo modular total real a la fecha de escalación.

100.- Calcular el costo directo del equipo en base acero al carbón con la siguiente ecuación:  $cdbac = cb * fd$

101.- Calcular el costo de instalación en campo (incluyendo el material y la mano de obra con la siguiente ecuación:  $cicm\&o = cdbac + (ce - cb)$

102.- Calcular el costo modular sencillo base acero al carbón con la siguiente ecuación:  $cmsbac = cb * fmn$

103.- Calcular el costo modular sencillo real a la fecha de escalación con la siguiente ecuación:  $cmsr = cmsbac + (ce - cb)$

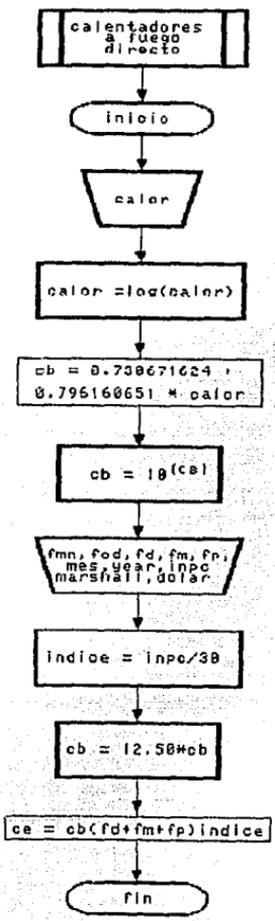
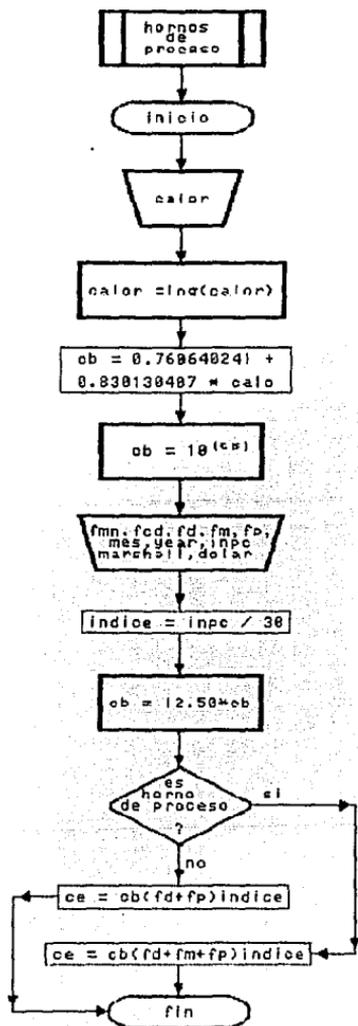
104.- Calcular el costo por contingencias que corresponde al 15 % del costo modular sencillo real:  $cc = 0.15 * cmsr$

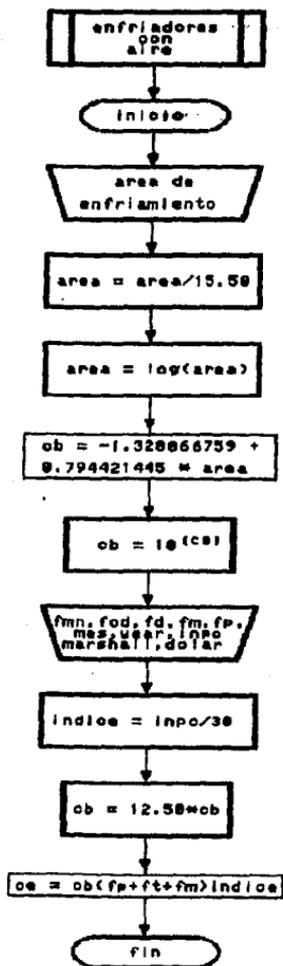
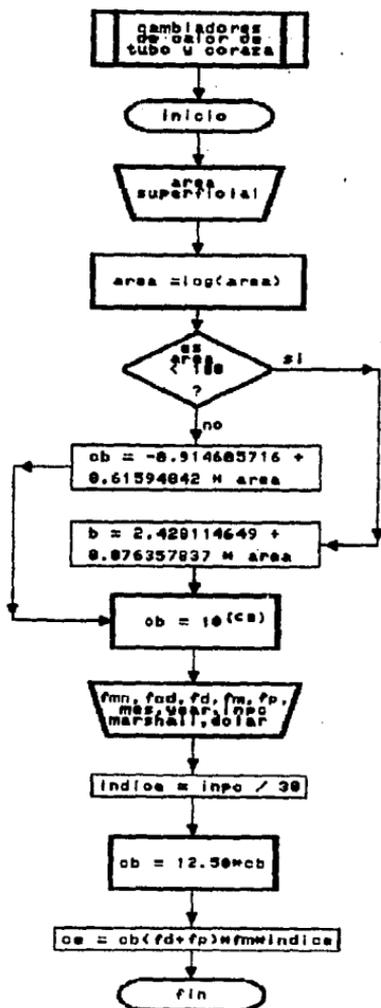
105.- Calcular el costo modular total real a la fecha de escalación con la siguiente ecuación:  $cmtr = cmsr + cc$

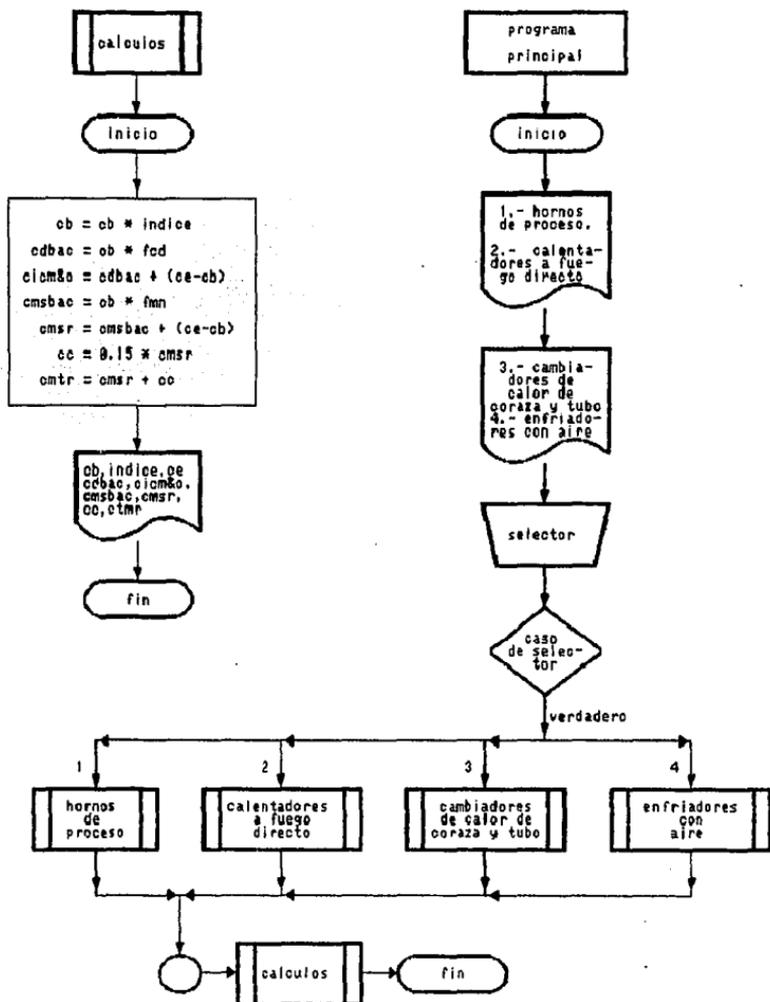
### 6.3.- Diagramas de flujo.

Se han construido cinco subprogramas (procedimientos), los cuales corresponden a cada uno de los cuatro tipos de equipos cuyos nombres indican de cual se trata, ya que los datos son particulares de cada procedimiento. El procedimiento cálculos es común a los cuatro procedimientos restantes que se ejecuta después de haber seleccionado uno de los cuatro como se puede observar en el diagrama de flujo del programa principal.

El programa principal activa las actividades mostradas y el procedimiento cálculos, además de los procedimientos de los cuatro tipos de equipos, uno a la vez seleccionado por la variable numérica entera selector que requiere ser ingresada antes. Al finalizar los diagramas de flujo se presenta el listado del programa que será escrito de acuerdo al estilo del programador ya que le dará su propia presentación personal en el lenguaje apropiado, en nuestro caso es Turbo Pascal 7.0 y que refleja la secuencia lógica de los diagramas de flujo, finalizando el listado del programa se presentan los datos necesarios para la corrida del programa y los ejemplos de aplicación.







#### 6.4.- Listado del programa.

A continuación se presenta el listado del programa principal iniciando con la unidad variable que contiene todas las variables que se utilizan en el programa.

```
unit variable;
interface
type nombre=string[32];
    nombre1=string[7];
    registro=record
        modulo:nombre;
        la,lb,lc,ld,le:real;
        num:integer
    end;
    registrot=record
        year:integer;
        mes:real
    end;
    arreglo=array[1..30] of registro;
    archivo=file of registro;
    armar=array[0..4] of string;
    cad=string[40];
    arreglo1=array[0..4] of cad;
var datos:arreglo;
    a:arreglo;
    esi,eii,eid,esd,vt,ht:array[1..4] of char;
    zz:archivo;
    nombrea:nombre1;
    archivot:text;
    datost:registrot;
    nar,nar1:armar;
    i,j,k,fecha1,codigo,coordx,xc,yc,reg,cal,x,y,marca,x1,x2:integer;
    xi,yi,xf,yf,clh,clv,px,py,tipo:integer;
    fecha,mesi,area,calor2,nombreg,mensaje.ref,equipo,cars,op:string;
    op1,op2,area2,moneda,ecuac:string;
    pausa,pausal,c1,c2,opp,op22,q,ca,centinela:char;
    factor,ft,inpc,ipcdf,ismdf,marshall,dolar,factor1,aa,b,fd:real;
    fm,fp,indice,indice1,fd,fran,f0,f1,f2,f3,f4,f5,f6,f7,f8,f9:real;
    calor1,cb,cb1,cdac,cic,cmscs,cmsr,c11,ctm,costo,cel1969,areal:extended;
    p:cad;
implementation
begin end.
```

```

program guthrie;
uses crt,variable;
procedure inicio;
begin { del procedure inicio }
  for i:=1 to 4 do
    nar[i]:=' ';
  b:=0;
  costo:=0;
  cb:=0;
  fd:=0;
  fm:=0;
  fp:=0;
  indice:=0;
  cdac:=0;
  fcd:=0;
  cic:=0;
  fmn:=0;
  cmscs:=0;
  cmsr:=0;
  c1:=' ';
  c2:=' ';
  ctu:=0;
  f0:=0;
  f1:=0;
  f2:=0;
  f3:=0;
  f4:=0;
  f5:=0;
  f6:=0;
  f7:=0;
  f8:=0;
  f9:=0;
  area1:=0;
  ce1969:=0;
  calor1:=0;
  factor:=0;
  fi:=0;
  op:='n';
  op1:='n';
  op2:='n';
  area2:='';

```

```

mensaje:="";
codigo:=100;
marca:=100;
reg:=100;
ipcdf:=0;
marshall:=0;
equipo:=' ';
ref:=' '
end; { del procedure inicio }
procedure color(xc,yc:integer);
begin { del procedure color }
textcolor(xc);
textbackground(yc)
end; { del procedure color }
procedure tipo_de_lin;
begin { del procedure tipo_de_lin }
repeat
randomize;
tipo:=random(5);
if tipo=5
then
continue
until (tipo<=0);
esi[1]:=chr(218);
esi[2]:=chr(213);
esi[3]:=chr(214);
esi[4]:=chr(201);
eii[1]:=chr(192);
eii[2]:=chr(212);
eii[3]:=chr(211);
eii[4]:=chr(200);
eid[1]:=chr(217);
eid[2]:=chr(190);
eid[3]:=chr(189);
eid[4]:=chr(188);
esd[1]:=chr(191);
esd[2]:=chr(184);
esd[3]:=chr(183);
esd[4]:=chr(187);
vt[1]:=chr(179);
vt[2]:=chr(179);
vt[3]:=chr(186);
vt[4]:=chr(186);

```

```

hf[1]:=chr(196);
hf[2]:=chr(205);
hf[3]:=chr(196);
hf[4]:=chr(205);
case tipo of
1:begin
esi[1]:=chr(218);
eii[1]:=chr(192);
eid[1]:=chr(217);
esd[1]:=chr(191);
vf[1]:=chr(179);
hf[1]:=chr(196)
end;
2:begin
esi[2]:=chr(213);
eii[2]:=chr(212);
eid[2]:=chr(190);
esd[2]:=chr(184);
vf[2]:=chr(179);
hf[2]:=chr(205)
end;
3:begin
esi[3]:=chr(214);
eii[3]:=chr(211);
eid[3]:=chr(189);
esd[3]:=chr(183);
vf[3]:=chr(186);
hf[3]:=chr(196)
end;
4:begin
esi[4]:=chr(201);
eii[4]:=chr(200);
eid[4]:=chr(188);
esd[4]:=chr(187);
vf[4]:=chr(186);
hf[4]:=chr(205)
end
end;
end; { del procedure tipo_de_lin }
procedure esquinas(xi,yi,xf,yf:integer);
begin { del procedure esquinas }
window(xi,yi,xf+1,yf);
gotoxy(1,1);

```

```

write(esi[tipo]);
gotoxy((xf-xi)+1,1);
write(esd[tipo]);
gotoxy((xf-xi)+1,(yf-yi)+1);
write(eid[tipo]);
gotoxy(1,(yf-yi)+1);
write(eii[tipo])
end; { del procedure esquinas }
procedure linhor(xi,xf,py:integer);
begin { del procedure linhor }
for clh:=2 to (xf-xi) do
begin
gotoxy(clh,py);
write(hf[tipo])
end
end; { del procedure linhor }
procedure linvert(yi,yf,px:integer);
begin { del procedure linvert }
for clv:=2 to (yf-yi) do
begin
gotoxy(px,clv);
write(vf[tipo])
end
end; { del procedure linvert }
procedure ventana(xi,yi,xf,yf,tipo:integer);
begin { del procedure ventana }
if (xf<xi) or (xf=xi)
then
exit;
if (yf<yi) or (yf=yi)
then
exit;
if xi in[1..80]
then
else
exit;
if xf in[1..80]
then
else
exit;
if yi in[1..25]
then
else

```

```

    exit;
if yf in[1..25]
then
else
    exit;
if xf=80 then xf:=79;
tipo_de_lia;
esquinas(xi,yi,xf,yf);
py:=1;
linhor(xi,xf,py);
py:=(yf-yi)+1;
linhor(xi,xf,py);
px:=1;
linvert(yi,yf,px);
px:=(xf-xi)+1;
linvert(yi,yf,px);
window(xi+1,yi+1,xf-1,yf-1);
gotoxy(1,1)
end; { del procedure ventana }
procedure pulsarunatecla;
begin { del procedure pulsarunatecla }
    window(1,1,80,25);
    gotoxy(21,25);
    color(14,9);
    write(' -- pulsar una tecla para continuar -- ');
    color(7,0);
    gotoxy(59,25);
    pausa:=readkey;
    clrscr
end; { del procedure pulsarunatecla }
procedure derechos;
begin { del procedure derechos }
    window(1,1,80,25);
    color(14,9);
    ventana(5,1,76,6,tipo);
    clrscr;
    write(' DR) - TESIS - 1995 - LAB. DE COMPUTACION - MIQP - DEPg - FQ - ');
    writeln('UNAM ');
    write(' DIRECTOR DE TESIS : M. EN C. CARITINO MORENO ');
    writeln('PADILLA ');
    write(' DIRECTORA TECNICA DE TESIS : I. Q. NORMA GISELA GONZALEZ ');
    writeln('MARISCAL ');
    write(' SUSTENTANTE : I. Q. DAVID GUTIÉRREZ ');

```

```

write('GARAVITO. ');
color(7,0)
end; { del procedure derechos }
procedure pulsaropcion;
begin { del procedure pulsaropcion }
gotoxy(20,25);
color(14,9);
write(' -- pulse el número de su opción [  ] -- ');
color(7,0)
end; { del procedure pulsaropcion }
procedure presentacion;
begin { del procedure presentacion }
clrscr;
derechos;
color(14,9);
ventana(5,8,76,22,tipo);
clrscr;
write(' Este programa calcula los costos para cuatro tipos de equipos');
writeln(' de ');
write(' Proceso de la Industria Química por el Método Modular publicado');
writeln(' y ');
write(' desarrollado por Kenneth M. Guthrie. : " data and techniques');
writeln(' for ');
write(' preliminary... CAPITAL COST ESTIMATING ". De la revista ');
writeln('Chemical ');
write(' Engineering con fecha de marzo 24, 1969. Y hace la adaptación ');
writeln('para ');
write(' ser aplicable en México hasta 1994. Los cálculos son ');
writeln('relativos a ');
write(' procesos "normales"; ya que las políticas internas de cada ');
writeln('empresa ');
write(' (comprador-vendedor) son diferentes una de otra para adquirir');
writeln(' ó ');
write(' suministrar equipos debido al auge económico o de producción en);
writeln(' el ');
write(' momento de procura; o también por los requerimientos del ');
writeln('cliente, a ');
write(' veces especiales con respecto al equipo, haga esto que los ');
writeln('cálculos ');
write(' obtenidos en este Paquete Computacional, sirvan únicamente ');
writeln('como ');
write(' referencia para las aplicaciones particulares del usu');
write('ario. ');

```

```

color(7,0);
window(1,1,80,25);
pulsarunatecla
end; { del procedure presentacion }
procedure despedida;
begin { del procedure despedida }
  clrscr;
  derechos;
  color(14,9);
  ventana(12,11,70,15,tipo);
  gotoxy(2,2);
  write(' ¿ desea correr nuevamente el programa ? (1=Si, 2=No) ');
  window(1,1,80,25);
  pulsaropcion
end; { del procedure despedida }
procedure adios;
begin { del procedure adios }
  derechos;
  window(12,11,70,25);
  color(7,0);
  clrscr;
  color(14,9);
  ventana(30,12,47,16,tipo);
  gotoxy(2,2);
  write(' a d i o s... ');
  pulsarunatecla
end; { del procedure adios }
procedure cambio;
begin { del procedure cambio }
  if mesi='ENERO'
  then
  begin
    coordx:=1;
    exit
  end;
  if mesi='FEBRERO'
  then
  begin
    coordx:=2;
    exit
  end;
  if mesi='MARZO'
  then

```

```
begin
  coordx:=3;
  exit
end;
if mesi='ABRIL'
then
  begin
    coordx:=4;
    exit
  end;
if mesi='MAYO'
then
  begin
    coordx:=5;
    exit
  end;
if mesi='JUNIO'
then
  begin
    coordx:=6;
    exit
  end;
if mesi='JULIO'
then
  begin
    coordx:=7;
    exit
  end;
if mesi='AGOSTO'
then
  begin
    coordx:=8;
    exit
  end;
if mesi='SEPTIEMBRE'
then
  begin
    coordx:=9;
    exit
  end;
if mesi='OCTUBRE'
then
  begin
```

```

    coordx:=10;
    exit
end;
if mesi='NOVIEMBRE'
then
begin
    coordx:=11;
    exit
end;
if mesi='DICIEMBRE'
then
begin
    coordx:=12;
    exit
end;
write(chr(7))
end; { del procedure cambio }
procedure calfactor;
begin { del procedure calfactor }
    color(7,0);
    clrscr;
    derechos;
    color(14,9);
    ventana(19,10,63,19,tipo);
    color(7,0);
    clrscr;
    color(14,9);
    gotoxy(2,2);
    write(' ingrese la fecha a la que desea escalar ');
    gotoxy(2,3);
    write(' el costo del equipo desde 1968 a 1994 ');
    gotoxy(2,4);
    write(' pulsando <enter> despues de cada dato ');
    gotoxy(2,6);
    write(' mes: ');
    repeat;
    coordx:=0;
    gotoxy(7,6);
    write('':36);
    gotoxy(8,6);
    readln(mesi);
    for i:=1 to length(mesi) do
    mesi[i]:=upcase(mesi[i]);

```

```

cambio
until coordx<=0;
gotoxy(2,7);
write(' año: ');
repeat
gotoxy(7,7);
write(":36);
gotoxy(8,7);
readln(fecha);
val(fecha,fechal,codigo);
if (codigo<=0) or ((fechal<1968) or (fechal>1994))
then
write(chr(07))
until (codigo=0) and ((fechal>=1968) and (fechal<=1994));
color(7,0);
nar[0]:=inpc.txt;
nar[1]:=ipcdf.txt;
nar[2]:=ismdf.txt;
nar[3]:=marshall.txt;
nar[4]:=dolar.txt;
for k:=0 to 4 do
begin
assign(archivot,nar[k]);
reset(archivot);
for i:=1 to 28 do
begin
with datost do
begin
read(archivot,year);
for j:=1 to 12 do
begin
read(archivot,mes);
case k of
0:begin
inpc:=mes;
if (year=fechal) and (coordx=j)
then
begin
j:=12;
i:=28;
end;
end;
1:begin

```

```

ipcdf:=mes;
if (year=fechal) and (coordx=j)
then
begin
j:=12;
i:=28
end
end;
2:begin
ismdf:=mes;
if (year=fechal) and (coordx=j)
then
begin
j:=12;
i:=28
end
end;
3:begin
marshall:=mes;
if (year=fechal) and (coordx=j)
then
begin
j:=12;
i:=28
end
end;
4:begin
dolar:=mes;
if (year=fechal) and (coordx=j)
then
exit
end
else
write(chr(7))
end
end
end;
close(archivot)
end
end; { del procedure calfactor}
funcion nas(vn:extended):string;
var vs:string;

```

```

begin { de la funcion nas }
str(vn:19:2,vs);
nas:=vs
end; { de la funcion nas }
funcion redondear(vn:extende d);extende d;
var vs:string;
begin { de la funcion redondear }
str(vn:19:2,vs);
val(vs,vn.codigo);
redondear:=vn
end; { de la funcion redondear }
procedure transformar(var ta:extende d);
begin { del procedure transformar }
ta:=redondear(ta);
area2:=nas(ta);
for i:=1 to length(area2) do
if area2[i] <> ' '
then
begin
delete(area2,1,i-1);
break
end;
for k:=1 to length(area2) do
if area2[k]='.'
then break;
y:=0;
repeat
y:=y+1;
k:=k-3;
if odd(y)=true
then
insert(', ',area2,k);
if area2[1]='.'
then
delete(area2,1,1);
if odd(y)=false
then
insert(' ',area2,k)
until k<=4
end; { del procedure transformar }
procedure pantalla_de;
begin { del procedure pantalla_de }
window(1,1,80,25);

```

```

color(7,0);
clrscr;
derechos;
window(1,7,80,25);
color(14,9);
write(' COSTOS del,equipo:25,'en',moneda:20,'a ',mesi:10,' de ',fechal);
writeln(' ');
write(' utilizando las gráficas y los factores del artículo de Kenn');
writeln('eth. M. Guthrie ');
write(' y actualizados con: ');
writeln(op1:58);
writeln;
transformar(cb);
window(1,10,80,25);
write(' -----');
writeln('----- ');
write(' costo base de la figura # ',ref,'a junio de 1968':17,' (cb) = $');
writeln(area2:18,' ');
writeln(area:59,fd:19:2,' ');
write('      factor de ajuste por tipo de material (fm) = ');
writeln(fm:19:2,' ');
write('      factor de ajuste por presión (fp) = ');
writeln(fp:19:2,' ');
write('      factor de ajuste por escalación (indice) = ');
writeln(indice:19:2,' ');
transformar(ce1969);
writeln(' costo fob esp en ',fechal,ecuac:30,'(ce) = $',area2:18,' ');
write(' factor de costo directo M&L base ac. al carbón (fcd) = ');
writeln(fcd:19:2,' ');
transformar(cdac);
write(' costo directo M&L base ac. al c. : cdac = ce*fcd = $');
writeln(area2:18,' ');
transformar(cic);
write(' costo de inst. en campo M&L : cic = cdac+(ce-cb) = $');
writeln(area2:18,' ');
write('      factor modular norma (fmm) = ');
writeln(fmm:18:2,' ');
transformar(cmscs);
write(' costo modular sencillo base ac. al c. : cms=cb*fmm = $');
writeln(area2:18,' ');
transformar(cmsr);
write(' costo mod sencillo real en ',fechal,': cmsr=cms+(ce*cb)');
writeln(' = $',area2:18,' ');

```

```

transformar(c11);
write('      costo por contingencias 15 % : cpc=0.15*cmsr = $');
writeln(are2:18,');
transformar(ctm);
write('      costo modular total real en 'fechal,': cmh=cmsr+cpc');
writeln(' = $,are2:18,');
window(1,1,80,25);
color(7,0);
pulsarunatecla;
clrscr
end; { del procedure pantalla_de }
procedure resultados;
begin { del procedure resultados }
  cb1:=cb;
  cb1:=cb1*indice;
  cdac:=cb1*fd;
  cdac:=redondear(cdac);
  cic:=cdac+(ce1969-cb1);
  cic:=redondear(cic);
  cmscs:=cb1*fm;
  cmscs:=redondear(cmscs);
  cmsr:=cmscs+(ce1969-cb1);
  cmsr:=redondear(cmsr);
  c11:=cmsr*0.15;
  c11:=redondear(c11);
  ctm:=cmsr+c11;
  ctm:=redondear(ctm);
  moneda:=' dólares americanos ';
  indice1:=indice;
  op1:='the marshall & swift cost index. ';
  pantalla_de;
  inpc:=inpc/29.5;
  inpc:=redondear(inpc);
  ipcdf:=ipcdf/30.2;
  ipcdf:=redondear(ipcdf);
  if inpc>ipcdf
  then
  begin
    indice:=inpc;
    op1:='el indice nacional de precios al consum y costo del dólar '
  end
  else
  begin

```

```

indice:=ipcdf;
op1:=el indice de precios al consumidor y costo del dólar D.F.
end;
cb:=cb*12.50;
redondear(cb);
cb1:=cb;
cb1:=cb1*indice;
if fecha1>1992
then
begin
cb1:=cb1/1000;
ce1969:=ce1969*12.50*indice/(1000*indice1)
end
else
ce1969:=ce1969*12.50*indice/indice1;
redondear(cb1);
ce1969:=redondear(ce1969);
cdac:=cb1*fd;
cdac:=redondear(cdac);
cic:=cdac+(ce1969-cb1);
cic:=redondear(cic);
cmscs:=cb1*fm;
cmscs:=redondear(cmscs);
cmsr:=cmscs+(ce1969-cb1);
cmsr:=redondear(cmsr);
c11:=cmsr*0.15;
c11:=redondear(c11);
ctm:=cmsr+c11;
ctm:=redondear(ctm);
moneda:=' pesos mexicanos ';
pantalla de
end; { del procedure resultados}
procedure accesar;
begin { del procedure accesar }
clrscr;
assign(zz,nombrea);
reset(zz);
seek(zz,20);
read(zz,datos[20]);
f0:=datos[20].Ia;
f2:=datos[20].Ib;
f4:=datos[20].Ic;
f6:=datos[20].Id;

```

```

f8:=datos[20].Ie;
seek(zz,22);
read(zz,datos[22]);
f1:=datos[22].Ia;
f3:=datos[22].Ib;
f5:=datos[22].Ic;
f7:=datos[22].Id;
f9:=datos[22].Ie;
close(zz);
if (cb<200000)
then
begin
fcd:=f0;
fnn:=f1;
end;
if (cb>=200000) and (cb<400000)
then
begin
fcd:=f2;
fnn:=f3;
end;
if (cb>=400000) and (cb<600000)
then
begin
fcd:=f4;
fnn:=f5;
end;
if (cb>=600000) and (cb<800000)
then
begin
fcd:=f6;
fnn:=f7;
end;
if (cb>=800000) and (cb<=1000000)
then
begin
fcd:=f8;
fnn:=f9;
end
end; { del procedure acceder }
procedure flg;
begin { del procedure flg }
inicio;

```

```

equipo:=' horno de proceso ';
area:=factor de ajuste por tipo de diseño (fd) =';
clrscr;
derechos;
color(14,9);
ventana(24,11,56,19,tip0);
gotoxy(2,2);
write(' seleccione el tipo de horno:');
gotoxy(2,4);
write(' 1.- calentador de proceso ');
gotoxy(2,5);
write(' 2.- horno de pirólisis ');
gotoxy(2,6);
write(' 3.- horno de reformado ');
window(1,1,80,25);
pulsaropcion;
repeat
gotoxy(56,25);
pauca:=readkey;
if pauca in ['1'..'3']
then
else
write(chr(7))
until pauca in ['1'..'3'];
ecuac:=' = costo base*(fd+fp)*indice ';
case pauca of
'1':begin
fd:=1.0;
ecuac:=' = costo base(fd+fm+fp)indice '
end;
'2':fd:=1.10;
'3':fd:=1.35
end;
window(24,11,56,19);
color(7,0);
clrscr;
color(14,9);
ventana(22,11,61,20,tip0);
gotoxy(2,2);
write(' seleccione el tipo de material del ');
gotoxy(2,3);
write(' horno en la sección radiante :');
gotoxy(2,5);

```

```

write(' 1.- acero al carbón ');
gotoxy(2,6);
write(' 2.- cromo - molibdeno ');
gotoxy(2,7);
write(' 3.- acero inoxidable ');
window(1,1,80,25);
pulsaropcion;
repeat
gotoxy(56,25);
pausa:=readkey;
if pausa in ['1'..'3']
then
else
write(chr(7))
until pausa in ['1'..'3'];
case pausa of
'1':fm:=0.00;
'2':fm:=0.35;
'3':fm:=0.75
end;
window(17,10,65,21);
color(7,0);
clrscr;
color(14,9);
ventana(16,10,66,21,tipo);
gotoxy(2,2);
write(' seleccione la presión de diseño en psi : ');
gotoxy(2,4);
write(' 1.- hasta a 500 ');
gotoxy(2,5);
write(' 2.- mayor de 500 y menor o igual a 1,000 ');
gotoxy(2,6);
write(' 3.- mayor de 1,000 y menor o igual a 1,500 ');
gotoxy(2,7);
write(' 4.- mayor de 1,500 y menor o igual a 2,000 ');
gotoxy(2,8);
write(' 5.- mayor de 2,000 y menor o igual a 2,500 ');
gotoxy(2,9);
write(' 6.- mayor de 2,500 y menor o igual a 3,000 ');
window(1,1,80,25);
color(7,0);
pulsaropcion;
repeat

```

```

gotoxy(56,25);
pausa:=readkey;
if pausa in ['1'..'6']
then
else
write(chr(7))
until pausa in ['1'..'6'];
case pausa of
'1':fp:=0.00;
'2':fp:=0.10;
'3':fp:=0.15;
'4':fp:=0.25;
'5':fp:=0.40;
'6':fp:=0.60
end;
repeat
window(16,10,66,25);
color(7,0);
clrscr;
color(14,9);
ventana(19,10,62,18,tipo);
gotoxy(2,2);
write(' teclee el calor absorbido por el horno ');
gotoxy(2,3);
write(' de diez a 523 millones de btu/hr ');
gotoxy(2,4);
write(' y después oprima la tecla <enter> ');
gotoxy(2,6);
write(' :40);
gotoxy(2,6);
readln(calor2);
val(calor2,calor1,codigo);
if codigo<>0
then
begin
writeln(#7);
clrscr;
gotoxy(2,2);
write(' hubo un error de lectura numérica, por ');
gotoxy(2,3);
write(' favor vuelva a ingresar el valor co- ');
gotoxy(2,4);
write(' rrecto del calor absorbido por el horno ');

```

```

gotoxy(2,5);
write(' en millones de btu/hr ');
color(7,0);
window(1,1,80,25);
pulsarunatecla;
derechos;
end;
if codigo=0
then
begin
mensaje:='3';
if (calor1<10000000) or (calor1>523000000)
then
begin
if (calor1<10000000)
then
cal:=1;
if (calor1>523000000)
then
cal:=2;
case cal of
1:mensaje:=' calor < 10 millones de debe ser mayor ';
2:mensaje:=' calor > 523 millones de debe ser menor '
end;
writeln(#7);
clrscr;
gotoxy(2,3);
if codigo=0
then
writeln(mensaje);
color(7,0);
window(1,1,80,25);
pulsarunatecla;
derechos;
end
end
until ((codigo=0) and (mensaje='3')) and ((calor1>=10000000) and
(calor1<=523000000));
calor1:=ln(calor1/1e+06)/ln(10);
aa:=0.760640241;
b:=0.830130407;
costo:=aa+b*calor1;
calfactor;

```

```

indice:=marshall/272.1;
indice:=redondear(indice);
cb:=1000*exp(costo*ln(10));
cb:=redondear(cb);
ref:='3.5.1.';
if fd*100>=110
then
  ce1969:=cb*(fd+fp)*indice
else
  ce1969:=cb*(fd+fm+fp)*indice;
ce1969:=redondear(ce1969);
nombrea:='tabla01';
accesar;
resultados
end; { del procedure f1g }
procedure f2g;
begin { del procedure f2g }
inicio;
equipo:=' calentador a fuego dir.';
area:=' factor de ajuste por tipo de diseño (fd) =';
clrscr;
derechos;
color(14,9);
ventana(24,11,58,18,tipo);
gotoxy(2,2);
write(' seleccione el calentador tipo:');
gotoxy(2,4);
write(' 1.- cilindrico      ');
gotoxy(2,5);
write(' 2.- dowtherm        ');
window(1,1,80,25);
color(0,7);
pulsaropcion;
repeat
gotoxy(56,25);
pausa:=readkey;
if pausa in ['1'..'2']
then
else
write(chr(7))
until pausa in ['1'..'2'];
ecuac:=' = costo base(fd+fm+fp)indice';
clrscr;

```

```

case pausa of
'1':fd:=1.0;
'2':fd:=1.33
end;
clrscr;
derechos;
color(14,9);
ventana(22,10,62,19,tipo);
gotoxy(2,2);
write(' seleccione el tipo de material del ');
gotoxy(2,3);
write(' calentador en la sección radiante: ');
gotoxy(8,5);
write(' 1.- acero al carbón ');
gotoxy(8,6);
write(' 2.- cromo-molibdeno ');
gotoxy(8,7);
write(' 3.- acero inoxidable ');
window(1,1,80,25);
color(0,7);
pulsaropcion;
repeat
gotoxy(56,25);
pausa:=readkey;
if pausa in ['1'..'3']
then
else
write(chr(7))
until pausa in ['1'..'3'];
case pausa of
'1':fm:=0.00;
'2':fm:=0.45;
'3':fm:=0.50
end;
clrscr;
derechos;
color(14,9);
ventana(18,9,66,17,tipo);
gotoxy(2,2);
write(' seleccione la presión de diseño en psi : ');
gotoxy(2,4);
write(' 1.- hasta a 500 ');
gotoxy(2,5);

```

```

write(' 2.- mayor de 500 y menor o igual a 1,000 ');
gotoxy(2,6);
write(' 3.- mayor de 1,000 y menor o igual a 1,500 ');
window(1,1,80,25);
color(7,0);
pulsaropcion;
repeat
gotoxy(56,25);
pausa:=readkey;
if pausa in ['1'..'3']
then
else
write(chr(7))
until pausa in ['1'..'3'];
case pausa of
'1':fp:=0.00;
'2':fp:=0.15;
'3':fp:=0.20
end;
repeat
clrscr;
derechos;
color(14,9);
ventana(17,9,66,18,tipo);
gotoxy(2,2);
write(' ingrese el calor absorbido por el calentador ');
gotoxy(2,4);
write(' en el intervalo de 1.0 a 100 millones de ');
gotoxy(2,5);
write(' btu/hr y después oprima la tecla << enter >> ');
gotoxy(2,7);
write(' :46);
gotoxy(3,7);
readln(calor2);
val(calor2,calor1,codigo);
if codigo<=0
then
begin
writeln(#7);
color(7,0);
clrscr;
derechos;
color(14,9);

```

```

ventana(17,9,66,18,tipo);
clrscr;
gotoxy(2,4);
write(' hubo un error al ingresar el valor numérico ');
gotoxy(2,5);
write(' inténtelo nuevamente con el valor correcto. ');
color(7,0);
window(1,1,80,25);
pulsarunatecla
end;
if codigo=0
then
begin
mensaje:=3;
if (calor1<1000000) or (calor1>100000000)
then
begin
if (calor1<1000000)
then
cal:=1;
if (calor1>100000000)
then
cal:=2;
case cal of
1:mensaje:= ' valor del calor < 1"000,000 debe ser mayor ';
2:mensaje:= ' valor del calor > 100"000,000 debe ser menor '
end;
writeln(#7);
color(7,0);
clrscr;
derechos;
color(14,9);
ventana(17,9,66,18,tipo);
clrscr;
gotoxy(2,4);
if codigo=0
then
write(mensaje);
color(7,0);
window(1,1,80,25);
pulsarunatecla
end
end
end

```

```

until ((codigo=0) and (mensaje='3')) and ((calor1>=1000000) and
(calor1<=100000000));
window(1,1,80,25);
color(7,0);
calor1:=ln(calor1/1e+06)/ln(10);
aa:=0.730671624;
b:=0.796160651;
costo:=aa+b*calor1;
cafactor;
indice:=marshall/272.1;
indice:=redondear(indice);
cb:=1000*exp(costo*ln(10));
cb:=redondear(cb);
ref:=3.6.1. ;
ce1969:=cb*(fi+fm+fp)*indice;
ce1969:=redondear(ce1969);
nombre='tabla02';
accesar;
resultados
end; { del procedure f2g }
procedure caso2;
begin { del procedure caso2 }
fm:=1.83;
fd:=1.35;
window(17,9,70,22);
color(7,0);
clrscr;
color(14,9);
ventana(19,11.63,19,tipo);
gotoxy(2,2);
write(' seleccione tipo de material del ');
gotoxy(2,3);
write(' cambiador, partes coraza / tubos ');
gotoxy(2,5);
write(' 1.- acero al carbón / acero al carbón ');
gotoxy(2,6);
write(' 2.- acero al carbón / acero inoxidable ');
window(1,1,80,25);
pulsaropcion;
repeat
gotoxy(56,25);
pausa:=readkey;
if pausa in ['1'..'2']

```

FAI L A D W O N I D E R A

```

then
else
  write(chr(7));
until pausa in ['1'..'2'];
case pausa of
'1':fm:=1.0;
'2':fm:=1.85
end;
window(17,9,70,20);
color(7,0);
clrscr;
color(14,9);
ventana(19,11,66,19,tipo);
gotoxy(2,2);
write(' seleccione la presión de diseño en psi : ');
gotoxy(2,4);
write(' 1.- hasta a 600 ');
gotoxy(2,5);
write(' 2.- mayor de 600 y menor o igual a 900 ');
gotoxy(2,6);
write(' 3.- mayor de 900 y menor o igual a 1,000 ');
window(11,1,80,25);
color(7,0);
pulsaropcion;
repeat
gotoxy(56,25);
pausa:=readkey;
if pausa in ['1'..'3']
then
else
  write(chr(7))
until pausa in ['1'..'3'];
case pausa of
'1':fp:=1.00;
'2':fp:=1.10;
'3':fp:=1.25
end
end; {del procedure caso2}
procedure f3g;
begin { del procedure f3g }
inicio;
equipo:=' intercambiador de calor ';
area:=' factor de ajuste por tipo de diseño (fd) =';

```

```

clrscr;
derechos;
color(14,9);
ventana(22,11,65,20,tipo);
color(14,9);
gotoxy(2,2);
write(' seleccione el tipo de intercambiador : ');
gotoxy(2,4);
write(' 1.- kettle, reboiler ');
gotoxy(2,5);
write(' 2.- cabeza flotante ');
gotoxy(2,6);
write(' 3.- tubos en U ');
gotoxy(2,7);
write(' 4.- haz de tubos fijo ');
window(1,1,80,25);
color(0,7);
pulsaropcion;
repeat
gotoxy(56,25);
pausa:=readkey;
if pausa in ['1'..'4']
then
else
write(clr(7))
until pausa in ['1'..'4'];
ecuac:=' = costo base(fd+fp)fm*indice';
clrscr;
case pausa of
'1':fd:=1.35;
'2':fd:=1.00;
'3':fd:=0.85;
'4':fd:=0.80
end;
repeat
clrscr;
derechos;
color(14,9);
ventana(17,9,66,21,tipo);
color(14,9);
gotoxy(2,2);
write(' suministre la superficie de intercambio de ');
gotoxy(2,3);

```

```

write(' calor desde uno hasta 10,000 pies cuadrados ');
gotoxy(2,4);
write(' y enseguida oprima la tecla <enter> ');
color(30,9);
gotoxy(2,6);
write(' NOTA: para requerimientos de proceso ');
gotoxy(2,7);
write(' menores a los 100 pies cuadrados, Guthrie ');
gotoxy(2,8);
write(' siempre especifica unidades de doble tubo ');
color(14,9);
gotoxy(2,10);
write(' :46);
gotoxy(3,10);
readln(areal);
val(areal,areal,codigo);
if codigo<=0
then
begin
writeln(#7);
clrscr;
gotoxy(2,5);
write(' hubo un error de tipo numérico al ingresar ');
gotoxy(2,6);
write(' el valor, por favor teclee el valor correcto ');
color(7,0);
window(1,1,80,25);
pulsarunatecla
end;
if codigo=0
then
marca:=3;
if areal<1
then
marca:=1;
if areal>10000
then
marca:=2;
case marca of
1:mensaje:=' área < 1.0 pie cuadrado, debe ser mayor ';
2:mensaje:=' área > 10,000 pies cuadrados, debe ser menor '
end;
if ((marca=1) or (marca=2)) and (codigo=0)

```

```

then
begin
writeln(#7);
clrscr;
derechos;
color(14,9);
ventana(17,9,66,21,tipo);
clrscr;
gotoxy(2,6);
write(mensaje);
window(1,1,80,25);
pulsarunatecla
end
until ((codigo=0) and (marca=3)) and ((area1>=1) and (area1<=10000));
while marca=3 do
begin
if (area1>=1) and (area1<100)
then
begin
ref:='3.7.1.';
caso2;
marca:=10
end
else
ref:='3.7.2.';
while marca<=10 do
begin
window(15,9,70,21);
color(7,0);
clrscr;
derechos;
color(14,9);
ventana(17,8,62,23,tipo);
gotoxy(2,2);
write('seleccione tipo de material del ');
gotoxy(2,3);
write('cambiador, partes coraza / tubos:');
gotoxy(2,5);
write('1.- acero al carbón / acero al carbón ');
gotoxy(2,6);
write('2.- acero al carbón / latón ');
gotoxy(2,7);
write('3.- acero al carbón / molibdeno ');

```

```

gotoxy(2,8);
write(' 4.- acero al carbón / acero inoxidable ');
gotoxy(2,9);
write(' 5.- acero inoxidable / acero inoxidable ');
gotoxy(2,10);
write(' 6.- acero al carbón / monel ');
gotoxy(2,11);
write(' 7.- monel / monel ');
gotoxy(2,12);
write(' 8.- acero al carbón / titanio ');
gotoxy(2,13);
write(' 9.- titanio / titanio ');
window(1,1,80,25);
color(0,7);
pulsaropcion;
repeat
gotoxy(56,25);
pausa:=readkey;
if pausa in ['1'..'9']
then
else
write(chr(7))
until pausa in ['1'..'9'];
case pausa of
'1':reg:=1;
'2':reg:=2;
'3':reg:=3;
'4':reg:=4;
'5':reg:=5;
'6':reg:=6;
'7':reg:=7;
'8':reg:=8;
'9':reg:=9
end;
nombrea:='tabla31';
assign(zz,nombrea);
reset(zz);
seek(zz,1#5);
read(zz,datos[reg]);
close(zz);
if areal=100
then
fm:=datos[reg].Ia;

```

```

if (area1>100) and (area1<=500)
then
  fn:=datos[reg].lb;
if (area1>500) and (area1<=1000)
then
  fn:=datos[reg].lc;
if (area1>1000) and (area1<=5000)
then
  fn:=datos[reg].ld;
if (area1>5000) and (area1<=10000)
then
  fn:=datos[reg].le;
clrscr;
derechos;
color(14,9);
ventana(17,9,63,19,tipo);
gotoxy(2,2);
write(' seleccione la presión de diseño en psi: ');
gotoxy(2,4);
write(' 1.- hasta 150 ');
gotoxy(2,5);
write(' 2.- mayor de 150 y menor o igual a 300 ');
gotoxy(2,6);
write(' 3.- mayor de 300 y menor o igual a 400 ');
gotoxy(2,7);
write(' 4.- mayor de 400 y menor o igual a 800 ');
gotoxy(2,8);
write(' 5.- mayor de 800 y menor o igual a 1,000 ');
window(1,1,80,25);
color(7,0);
pulsaropcion;
repeat
gotoxy(56,25);
pausa:=readkey;
if pausa in ['1'..'5']
then
else
  write(chr(7))
until pausa in ['1'..'5'];
case pausa of
'1':fp:=0.00;
'2':fp:=0.10;
'3':fp:=0.25;

```

FALLA DE ORIGEN

```

'4':fp:=0.52;
'5':fp:=0.55
end;
marca:=10
end
end;
if areal<100
then
begin
aa:=2.428114649;
b:=-0.076357837
end
else
begin
aa:=-0.914605716;
b:=-0.61594842
end;
areal:=areal+1e-20;
areal:=ln(areal)/ln(10);
costo:=aa+b*areal;
calfactor;
indice:=marshall/272.1;
indice:=redondear(indice);
if areal<2
then
begin
cb:=exp(costo*ln(10));
cb:=redondear(cb)
end;
if areal>=2
then
begin
cb:=1000*exp(costo*ln(10));
cb:=redondear(cb)
end;
ce1969:=cb*(fd+fp)*fm*indice;
ce1969:=redondear(ce1969);
numeroa:='tabia03';
accesar;
resultados
end; { del procedure f3g }
procedure f4g;
begin { del procedure f4g }

```

```

inicio;
equipo:=' enfriador con aire ';
area:='factor de ajuste por longitud de tubos (ft) = ';
color(7,0);
clrscr;
derechos;
color(14,9);
ventana(19,10,69,19,tipo);
gotoxy(2,2);
write(' seleccione la longitud de los tubos en pies: ');
gotoxy(2,4);
write(' 1.- 16 ');
gotoxy(2,5);
write(' 2.- 20 ');
gotoxy(2,6);
write(' 3.- 24 ');
gotoxy(2,7);
write(' 4.- 30 ');
window(1,1,80,25);
color(0,7);
pulsaropcion;
repeat
gotoxy(56,25);
pausa:=readkey;
if pausa in ['1'..'4']
then
else
write(chr(7))
until pausa in ['1'..'4'];
ecuac:=' = costo base(ft+ft+ftu)indice ';
clrscr;
case pausa of
'1':ft:=0.00;
'2':ft:=0.05;
'3':ft:=0.10;
'4':ft:=0.15
end;
clrscr;
derechos;
color(14,9);
ventana(23,10,59,20,tipo);
gotoxy(2,2);
write(' seleccione el tipo de material ');

```

```

gotoxy(2,3);
write(' del enfriador, en los tubos: ');
gotoxy(2,5);
write(' 1.- acero al carbón ');
gotoxy(2,6);
write(' 2.- aluminio ');
gotoxy(2,7);
write(' 3.- acero inoxidable ');
gotoxy(2,8);
write(' 4.- monel ');
window(1,1,80,25);
color(0,7);
pulsaropcion;
repeat
gotoxy(56,25);
pausa:=readkey;
if pausa in ['1'..'4']
then
else
write(chr(7))
until pausa in ['1'..'4'];
case pausa of
'1':fin:=0.00;
'2':fin:=0.50;
'3':fin:=1.85;
'4':fin:=2.20
end;
clrscr;
derechos;
color(14,9);
ventana(17,10,71,19,tipo);
gotoxy(2,2);
write(' seleccione la presión normal de operación en psi: ');
gotoxy(2,4);
write(' 1.- hasta 150 ');
gotoxy(2,5);
write(' 2.- mayor de 150 y menor o igual a 250 ');
gotoxy(2,6);
write(' 3.- mayor de 250 y menor o igual a 500 ');
gotoxy(2,7);
write(' 4.- mayor de 500 y menor o igual a 1,000 ');
window(1,1,80,25);
color(7,0);

```

```

pulsaropcion;
repeat
gotoxy(56,25);
pau:=readkey;
if pau in ['1'..'4']
then
else
write(chr(7))
until pau in ['1'..'4'];
case pau of
'1':fp:=1.00;
'2':fp:=1.05;
'3':fp:=1.10;
'4':fp:=1.15
end;
repeat
clrscr;
derechos;
color(14,9);
ventana(20,10,68,18,tipo);
gotoxy(2,2);
write(' suministre la superficie de intercambio de ');
gotoxy(2,3);
write(' calor desde 6',',',',200 hasta 155',',',',000 pies ');
gotoxy(2,4);
write(' cuadrados y después oprima la tecla <enter> ');
gotoxy(2,6);
write(' ':45);
gotoxy(3,6);
readln(area2);
val(area2,area1,codigo);
if codigo<>0
then
begin
writeln(#7);
clrscr;
gotoxy(2,3);
write(' hubo un error de tipo numérico al ingresar ');
gotoxy(2,4);
write(' el valor, inténtelo nuevamente ');
pulsarinatecla
end;
if codigo=0

```

```

then
begin
mensaje:='3';
if (areal<6200) or (areal>155000)
then
begin
if (areal<6200)
then cal:=1;
if (areal>155000)
then cal:=2;
case cal of
1:mensaje:=' área < 6,200 pies cuadrados debe ser mayor ';
2:mensaje:=' área > 155,000 pies cuadrados debe ser menor '
end;
writeln(#7);
color(14,9);
if codigo=0
then
clrscr;
gotoxy(2,3);
write(mensaje);
pulsarunatecla
end
end
until (codigo=0) and ((areal>=6200) and (areal<=155000));
window(1,1,80,25);
color(7,0);
areal:=areal/15.5;
areal:=ln(areal)/ln(10);
aa:=-1.328066759;
b:=0.794421445;
costo:=aa+b*areal;
calfactor;
indice:=marshall/372.1;
indice:=redondear(indice);
cb:=1000*exp(costo*ln(10));
cb:=redondear(cb);
ref:='3.8.1. ';
ce1969:=cb*(fp+ft+fm)*indice;
ce1969:=redondear(ce1969);
nombrea:=tabla04;
accesar;
fd:=ft;

```

```

resultados
end; { del procedure f4g }
procedure salida;
begin { del procedure salida }
  writeln;
  delline;
  window(1,1,30,25)
end; { del procedure salida }
procedure menu;
begin { del procedure menu }
  clrscr;
  write(#7);
  color(14,9);
  gotoxy(15,25);
  write(' -- seleccione opción de proceso, actívela con <enter> -- ');
  color(7,0);
  nar1[0]:=(' -- hornos de proceso          ');
  nar1[1]:=(' -- calentadores a fuego directo ');
  nar1[2]:=(' -- cambiadores de calor tubo y coraza ');
  nar1[3]:=(' -- enfriadores con aire          ');
  nar1[4]:=(' -- fin del proceso              ');
  derechos;
  color(14,9);
  ventana(21,11,63,19,tip0);
  color(7,0);
  for i:=0 to 4 do
  begin
    gotoxy(2,2+i);
    if i=4
    then
      write(nar1[i])
    else
      writeln(nar1[i])
    end;
  salida;
  x1:=0;
  movimiento:=0;
  while movimiento=0 do
  begin
    gotoxy(23,13+x1);
    color(14,9);
    write(nar1[x1]);
    color(7,0);

```

```

ca:=readkey;
if ca=chr(0)
then
begin
ca:=readkey;
case ca of
'P':begin
if x1=4
then
begin
gotoxy(23,13+x1);
color(7,0);
write(nar1[x1]);
x1:=0
end
else
begin
gotoxy(23,13+x1);
write(nar1[x1]);
x1:=x1+1
end
end;
'H':begin
if x1=0
then
begin
gotoxy(23,13-x1);
color(7,0);
write(nar1[x1]);
x1:=4
end
else
begin
gotoxy(23,13+x1);
write(nar1[x1]);
x1:=x1-1
end
end
end
end
else
begin
if ca=chr(13)

```

```

then
begin
  case x1 of
    0:begin
      flg;
      exit
    end;
    1:begin
      f2g;
      exit
    end;
    2:begin
      f3g;
      exit
    end;
    3:begin
      f4g;
      exit
    end;
    4:begin
      despedida;
      exit
    end
  end
end
end
else write(chr(7))
end
end
end; { del procedure menu }
begin { del programa principal }
repeat
  if centinela<='1'
  then
    presentacion;
  inicio;
  menu;
  despedida;
  repeat
    gotoxy(56,25);
    pausa1:=readkey;
    if pausa1 in ['1'..'2']
    then
      else

```

```
    write(chr(7))
until pausa1 in ['1'..'2'];
if pausa1='2'
then
    adios;
if pausa1='2'
then
    centinela:='1'
until pausa1='2';
clrscr
end. { del programa principal }
```

Se presentan los siguientes datos requeridos para evaluar cálculos de acuerdo a las tablas correspondientes para ejemplificar los resultados que fueron obtenidos directamente de proveedores de equipo y de concursos ya efectuados en diferentes proyectos con el programa de la presente tesis.

### HORNOS DE PROCESO

-- Calor absorbido en millones de btu/h: (rango: 10 a 1,000 millones)	D1H
-- Tipo de diseño:	D2H
a). Horno de proceso.	
b). Pirólisis.	
c). Reformador sin catalizador.	
-- Material de los tubos en la sección radiante:	D3H
a). Acero al carbón.	
b). Cromo-molibdeno.	
c). Inoxidable.	
-- Presión de diseño en psi (rango: hasta 3,000)	D4H
-- Fecha de escalación (mes y año), rango de enero de 1969 a diciembre de 1994	D5H
año:	D6H

#### 6.5.- Ejemplos de aplicación:

Clave	D1H	D2H	D3H	D4H	D5H	D6H	Costo real en millones de pesos mexicanos.	Costo estimado en millones de pesos mexicanos.	% de error (*)
H-01	95	c	c	450	jun	1994	5.35000000	5,38454122	0.6456
H-02	95	a	c	450	jun	1994	7.00000000	6,97996087	-0.2863
H-03	95	b	c	450	jun	1994	4.40000000	4,38740395	-0.2863
H-04	95	c	a	450	jun	1994	5.35000000	5,38454122	0.6456
H-05	95	a	a	450	jun	1994	4.00000000	3,98854905	-0.2863

## CALENTADORES A FUEGO DIRECTO

-- Calor absorbido en millones de btu/h: (rango: 1 a 100 millones)	D1C
-- Tipo de diseño:	D2C
a). Cilíndrico.	
b). Dowtherm.	
-- Material de los tubos en la sección radiante:	D3C
a). Acero al carbón.	
b). Cromo-molibdeno.	
c). Inoxidable.	
-- Presión de diseño en psi: (rango: hasta 1,500)	D4C
-- Fecha de escalación (mes y año), rango de enero de 1969 a diciembre de 1994 :mes:	D5C
año:	D6C

### 6.6.- Ejemplos de aplicación:

Clave	D1C	D2C	D3C	D4C	D5C	D6C	Costo real en millones de pesos mexicanos.	Costo estimado en millones de pesos mexicanos.	% de error (* )
CFD-01	12	a	b	1,000	jun	1994	0.9800	0.98265123	0.2705
CFD-02	12	b	b	1,000	jun	1994	1.1900	1.18532307	-0.3930
CFD-03	12	a	c	1,000	jun	1994	1.0100	1.01335910	0.3326
CFD-04	12	b	c	1,000	jun	1994	1.2100	1.21603090	0.4984
CFD-05	12	a	a	1,000	jun	1994	0.7000	0.70628059	0.8972

## CAMBIADORES DE CALOR DE CORAZA Y TUBO

-- Area superficial calculada en pies cuadrados. (rango: 1 a 10,000)	D1CC
-- Tipo de diseño:	D2CC
a). Kettle, reboiler.	
b). Cabezal flotante.	
c). Tubos en U.	
ch). Haz de tubos fijo.	
-- Material de coraza/tubos:	D3CC
a). CS/CS. b). CS/Latón. c). CS/Mo. ch). CS/SS. d). SS/SS. e). CS/Monel.	
f). Monel/Monel. g). CS/Ti. h). Ti/Ti.	
-- Presion de diseño en psi: (rango: hasta 1,000)	D4CC
-- Fecha de escalación (mes y año), rango de enero de 1969 a diciembre de 1994 :mes:	D5CC
año:	D6CC

### 6.7.- Ejemplos de aplicación:

Clave	D1CC	D2CC	D3CC	D4CC	D5CC	D6CC	Costo real en millones de pesos mexicanos.	Costo estimado en millones de pesos mexicanos.	% de error (*)
E-651	559.7	b	a	101.50	dic	1978	0.27000000	0.26990148	-0.0365
E-432	602.8	b	ch	101.50	ene	1978	0.56000000	0.55974440	-0.0456
E-621	2.282	b	ch	101.50	dic	1978	1.81000000	1.80244617	-0.4173
E-950	5.888	b	a	143.60	may	1978	1.12000000	1.11489877	-0.4555
C-001	9.000	c	d	400.00	dic	1994	2.68000000	2.68793498	0.2961

TABLA DE ORIGEN

## ENFRIADORES CON AIRE

- Area de enfriamiento calculada en pies cuadrados. (rango: 100 a 10,000) **D1E**
- Longitud de los tubos en pies. **D2E**
- a). 16 b). 20 c). 24 ch). 30
- Material de los tubos.D3E **D3E**
- a). Acero al carbón.
- b). Aluminio.
- c). Inoxidable.
- ch). Monel.
- Presión de operación en psi: (rango: hasta 1,000) **D4E**
- Fecha de escalación (mes y año), rango de enero de 1969 a diciembre de 1994 :mes: **D5E**
- año: **D6E**

### 6.8.- Ejemplos de aplicación:

Clave	D1E	D2E	D3E	D4E	D5E	D6E	Costo real en millones de pesos mexicanos.	Costo estimado en millones de pesos mexicanos.	% de error (*)
EC-5501	17,827	b	a	1,000	nov	1990	157.0000	157.08804481	0.0561
ECA-02	150	a	c	240	jun	1994	003.1500	003.15580624	0.1843
ECA03	150	a	a	240	jun	1994	001.1400	001.14261952	0.2298
ECA-04	150	a	d	240	jun	1994	003.5300	003.53667941	0.1892
ECA-05	150	a	b	150	jun	1994	001.6400	001.63231355	-0.4687

(\*) % de error = ((costo estimado - costo real)/costo real)\*100

### 6.9.- Análisis de los resultados.

Es por demás elocuente que los resultados obtenidos son menores en su mayoría al +/- 10 por ciento de error que para ser estimados preliminares se puede decir que sí cumplen con el objetivo, y esto se debe al análisis estadístico que Guthrie realizó para la construcción de las gráficas, factores, tablas y

ecuaciones presentadas en su artículo publicado en la revista *Chemical Engineering*. Como se ve, la información presentada siendo de principios de 1969 se puede escalar a otra fecha de cálculo, utilizando los índices inflacionarios, es posible que al evaluar otro estimado el programa proporcione un error mayor al requerido, aunque como se dijo, por lo general será por desviaciones particulares de la relación cliente-proveedor/fabricante.

## **VII.- RESULTADOS**

### **7.1.- Objetivo.**

El presente capítulo tiene como objetivo presentar los resultados a los que se llega en esta tesis, además de presentar la guía del usuario en donde se explica la forma de acceder al programa realizado, explicar su estructura y la información que se requiere para que el programa funcione adecuadamente. Finalmente se presentará la bibliografía básica en la que se fundamenta el presente trabajo.

### **7.2.- Conclusiones.**

Como se puede observar, el programa funciona satisfactoriamente con resultados que caen dentro del rango de +/- 30 % de error, ya que fue diseñado para este fin. Es posible mejorar los resultados disminuyendo la banda de error y para ello se han de considerar el total de los parámetros de cálculo como peso del equipo, flujo de proceso, etc. y con ello modificar el método y la información soporte que Guthrie está proporcionando.

Guthrie inicialmente consideró que el tipo de estimado que se puede obtener es de tipo preliminar y por ello solamente está incluyendo en general tres factores de cálculo (fd o fl, fm y fp). Un estudio más profundo que incluya el total de parámetros proporcionados por los ingenieros de proceso en la hoja de datos de cada equipo, así como en los diagramas correspondientes nos llevaría a obtener resultados ampliamente satisfactorios, lo cual está fuera del alcance del presente proyecto de tesis.

### **7.3.- Guía del usuario.**

El programa es en sí un pequeño paquete de archivos (de datos y ejecutables) que incluye al programa principal, el cual se encuentra soportado por la unidad (unit variable) cuyo objetivo es la declaración del tipo de todas las variables (numéricas y alfanuméricas) que se están incluyendo en el programa principal y procedimientos. Otros archivos soporte lo constituyen las tablas de indicadores (impc.txt, ipcdf.txt, marshall.txt, dolar.txt, tabla01, tabla02, tabla03a, tabla04) cuyo papel es el de que la computadora lea en ellos los valores de los índices y factores cuando se activa el programa. Todos los

archivos se han conjuntado en el disco que se encuentra en el reverso de la portada, cuyo directorio es el siguiente:

El volumen de la unidad A es TESIS  
 El número de serie del volumen es 0A00-3F47

Directorio de A:

CAPITULO	<DIR>		11-22-95	2:36a
DOLAR	TXT	2,326	04-07-95	12:32a
GUTHRIE	PAS	37,597	10-26-95	5:54p
GUTHRIE	EXE	44,736	10-26-95	6:02p
INPC	TXT	2,225	04-07-95	12:39a
PCDF	TXT	2,223	04-07-95	12:43a
ISMDF	TXT	1,734	04-07-95	12:47a
MARSHALL	TXT	2,458	05-05-95	2:24p
TABLA01		1,495	01-04-93	12:29a
TABLA02		1,495	01-04-93	12:51p
TABLA03		1,495	01-18-93	10:50p
TABLA04		1,495	01-24-93	12:57p
TABLA31		650	01-22-93	11:03p
VARIABLE	TPU	3,024	05-05-95	2:32a
VARIABLE	PAS	1,232	05-04-95	11:23p
15 archivo(s)		104,185	bytes	

Directorio de A:\CAPITULO

	<DIR>		11-22-95	2:36a
	<DIR>		11-22-95	2:36a
CAP-00	DOC	16,648	11-23-95	4:28a
CAP-01	DOC	17,419	10-31-95	2:53p
CAP-02-1	DOC	15,399	11-01-95	5:28p
CAP-02-2	DOC	32,922	11-01-95	5:31p
CAP-03-1	DOC	71,417	11-23-95	4:48a
CAP-03-2	DOC	114,052	11-08-95	6:03p
CAP-03-3	DOC	19,451	11-01-95	5:36p
CAP-03-4	DOC	24,627	11-01-95	5:37p
CAP-03-5	DOC	23,073	11-01-95	5:38p
CAP-03-6	DOC	23,075	11-01-95	5:39p
CAP-03-7	DOC	28,757	11-01-95	5:41p
CAP-04-1	DOC	19,493	11-01-95	5:42p

CAP-04-2	DOC	12,282	11-01-95	5:43p
CAP-05-1	DOC	15,476	11-01-95	5:44p
CAP-05-2	DOC	14,311	11-01-95	5:45p
CAP-05-3	DOC	297,400	11-01-95	5:48p
CAP-06-1	DOC	12,823	11-01-95	5:49p
CAP-06-2	DOC	13,894	11-01-95	5:50p
CAP-06-3	DOC	167,008	11-05-95	12:13p
CAP-07	DOC	16,927	11-01-95	12:38a
PORTADA	DOC	13,864	11-23-95	4:19a

23 archivo(s) 970,318 bytes

Archivos listados en total:

38 archivo(s) 1,071,503 bytes

372,224 bytes libres

Nombre del archivo	Extensión del archivo	Software utilizado	Versión del Software
Nombre	txt	MS-DOS	6.2
Nombre	doc	MicroSoft Word	2.0
Nombre	exe	Turbo Pascal	7.0
Nombre	pas	Turbo Pascal	7.0
Nombre	tpu	Turbo Pascal	7.0
Nombre	Sin extensión	Turbo Pascal	7.0

Cuando se desee hacer algún estimado prepare los datos requeridos para este fin en las unidades apropiadas como se indica en la sección de ejemplos, inserte el disco en el drive de su computadora y teclee guíarle seguidamente la tecla <enter> y siga las instrucciones que aparecen en la pantalla de su procesador.

## BIBLIOGRAFÍA



01. Análisis Numérico - Richard L. Burden & J. Douglas Faires - Grupo Editorial Iberoamérica - México, 1990.
02. Applied Project Management for the Process Industries - Ernest E. Ludwig Gulf Publishing Co. - New York.
03. Apuntes de las cátedras de las asignaturas de la Maestría en Ingeniería Química de Proyectos de la Facultad de Química de la UNAM.
04. Apuntes de Programación y Computación expuestas por los Profesores:  
M. en C. Caritino Moreno Padilla e I. Q. Norma Gisela González Mariscal de Moreno.  
F. Q. - UNAM.
05. Capital and Operating Costs For 54 Chemical Processes - Kenneth M. Guthrie, Fluor Corp - Chemical Engineering - June 15, 1970.
06. Cost and Optimization Engineering - F. C. Jelen - McGraw-Hill Book Company - New York, 1970.
07. Cost File # 81 - New Ratios For Estimating Plant Costs - Chemical Engineering, September 30, 1963.
08. Cost File - Estimate costs of heat exchangers and storage tanks via correlations - Armando B. Corripio, Louisiana State University, and Katherine S. Chrien and Lawrence B. Evans, Massachusetts Institute of Technology - Chemical Engineering - January 25, 1982.
09. Cost on Specialty Heat Exchangers - Kumana, J. D. - June 25, 1984 - Chemical Engineering.
10. Data and Techniques for Preliminary... - Capital Cost Estimating - Kenneth M. Guthrie - March 24, 1969/Chemical Engineering.
11. Equipment Cost Indexes For Process Industries - Robert W. Stevens. - Partner, Marshall and Stevens, Chicago - November, 1947/Chemical Engineering.

12. Estimados de Costos de Plantas de Proceso por Computadora - Tesis de Posgrado - Ing - Mercedes Yolanda Rafael Morales - 1989 - Facultad de Química, UNAM.
13. Estrategia en Ingeniería de Procesos - D. F. Rudd and Ch. C. Watson - Editorial Alhambra - España, 1976.
14. Índices Económicos Del Banco De México.
15. Manual del Ingeniero Químico - Perry. - R. H. Perry, Don W. Green y J. O. Maloney - McGraw-Hill - Sexta Edición - México, 1992.
16. Métodos Numéricos para Ingenieros con Aplicaciones en Computadoras Personales Steven C. Chapra/Raymond P Canale - McGraw-Hill. - México, 1988.
17. Modern Cost Engineering Methods and Data - Chemical Engineering - Mc Graw-Hill Publishing Co., New York, N. Y.
18. Modern Cost Engineering Techniques - Herbert Popper & Staff of Chemical Engineering - McGraw-Hill Book Company, 1970.
19. Preliminary Chemical Engineering Plant Design - William D. Bassel - Elsevier Science Publishing Co - Inc - New York, 1976.
20. Procesos de transferencia de calor - Donald Q - Kern - CECSA - México, 1994.
21. Programación en Turbo Pascal, Versiones 5.5, 6.0 y 7.0 - Segunda Edición - Luis Joyanes Aguilar - Serie McGraw-Hill de Informática - España 1993.
22. Revistas de Ingeniería de Costos #/os 10-15 - Sociedad Mexicana de Ingeniería Económica y de Costos - 1990-1991.
23. Salarios Mínimos - Comisión Nacional De Salarios Mínimos - Vigentes hasta 1994.