

153  
29.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



EXAMENES PROFESIONALES  
FAC. DE QUIMICA

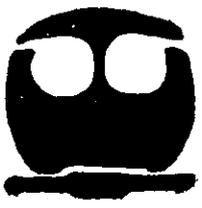
DESARROLLO DE UN SISTEMA AUTOMATIZADO  
PARA LA ESTIMACION DE COSTOS DE INVERSION  
EN PLANTAS DE PROCESO CON BASE A  
METODOS MODULARES.

TESIS PROFESIONAL  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
INGENIERO QUIMICO  
PRESENTA:  
SANTIAGO FERNANDO RUGERIO VIVEROS

DIRECTOR DE TESIS: I.O. MANUEL LOPEZ RAMOS.

CIUDAD UNIVERSITARIA. MEXICO, D. F.

'998



TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

268212



Universidad Nacional  
Autónoma de México



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

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

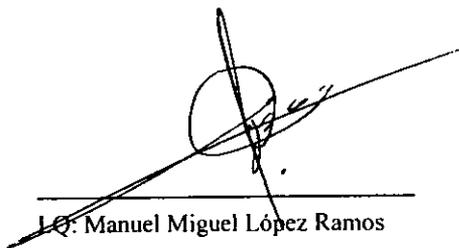
Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

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

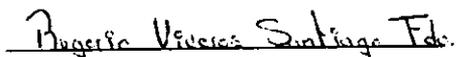
**Jurado asignado:**

Presidente: Prof. Gutiérrez Garavito David.  
Vocal: Prof. Rodríguez Rivera Fernando de Jesús.  
Secretario: Prof. López Ramos Manuel Miguel.  
1er Suplente: Prof. Vargas Chavez Víctor Manuel  
2º. Suplente: Prof. Calderón Castillo Ernesto José.

Sitio donde se desarrollo el tema: Facultad de Química, Dirección General de Bibliotecas.

A handwritten signature in black ink, appearing to read 'Manuel Miguel López Ramos', is written over a horizontal line. The signature is somewhat stylized and includes a circular flourish.

IQ: Manuel Miguel López Ramos  
(Asesor del tema)

  
Santiago Fernando Rugerio Viveros.  
(Sustentante)

**A**

**Mi**

**Madre**

A mi madre María de la Luz Viveros Sosa, por el amor y coraje que uso para formar a sus hijos, te dedico este trabajo esperando que sea una pequeña retribución al esfuerzo que siempre nos has dedicado.  
Madre ¡Bendita Seas!

A mis hermanos, compañeros de infancia y de toda la vida.

Al Ing. Manuel López Ramos por la sapiensa con la cual dirigió este trabajo.

A la Universidad; formadora de gente pensante, comprometida con la patria.

A la Facultad de Química y sus Maestros.

## CONTENIDO

	Pag.
Resumen.....	I
Objetivo.....	II
Introducción.....	III
Capitulo 1 Antecedentes .....	1
1.1.1 Perfil del proyecto	
1.1.2 Estudio de prefactibilidad	
1.1.3 Estudio de factibilidad	
1.1.4 Adquisición de equipo y materiales.	
1.1.5 Construcción.	
1.1.6 Pruebas y arranque de la planta.	
1.1.7 Entrenamiento.	
1.2 Estructura de la Inversión Fija. ....	10
1.2.1 Compra de equipo	
1.2.2 Instalación del equipo.	
1.2.3 Costo de Aislamiento.	
1.2.4 Instrumentación y control.	
1.2.5 Costos de tubería.	
1.2.6 Costos de Instalación eléctrica.	
1.2.7 Costo de construcción incluyendo servicios.	
1.2.8 Costo por preparación del terreno.	
1.2.9 Costo de servicios.	
1.2.10 Costo del terreno.	
1.2.11 Costo de ingeniería y supervisión.	
1.2.12 Gastos generales de construcción.	
1.2.13 Honorarios del contratista.	
1.2.14 Contingencias.	
1.2.15 Gastos por arranque.	
Capitulo 2. Métodos de estimación de Inversión Fija. ....	23
2.1. Métodos preliminares.	
2.1.1. Método de la curva de costos.	
2.1.2. Método del precio unitario.	
2.1.3. Método exponencial o de las seis décimas.	
2.1.4. Índice de Costo.	
2.2. Métodos Intermedios.....	32
2.2.1. Método de Lang.	
2.2.2. Método de porcentaje en función del equipo principal.	
2.2.3. Método de Cran.	
2.2.4. Método de Chilton.	
2.2.5. Método de Rudd y Watson.	

2.2.6. Método Hirsch-Glazier.	
2.2.7. Método de Stallworthy.	
2.2.8. Método de Wilson.	
2.2.9. Método de Allen.	
2.2.10. Método de Miller.	
2.2.11. Método de Guthrie.	
2.3. Métodos Definitivos.....	51
Capitulo 3. Método modular.....	52
3.0. Método del factor.	
3.1. Hornos de proceso.....	56
3.2.1. Procedimiento de estimación de costo para Hornos	
3.2. Calentadores a fuego directo.....	66
3.2.1. Cilindrico-Vertical todo radiante.	
3.2.2. Cilindrico-Vertical, serpentín helicoidal.	
3.2.3. Cilindrico-Vertical, convección de flujo cruzado.	
3.2.4. Caja de tubos horizontal calentados en el extremo.	
3.2.5. Caja de tubos horizontal calentados en el extremo, convección montada lateralmente.	
3.2.6. Caja de tubos de calentamiento doble.	
3.2.7. Procedimiento de estimación de costo para Calentadores a Fuego Directo.	
3.3. Cambiadores de calor de tubos y coraza.....	70
3.3.1. Numeración de tamaños y designación de tipos.	
3.3.2. Ejemplos característicos de tipos.	
3.3.3. Definiciones funcionales.	
3.3.4. Procedimiento de estimación de costo para cambiadores de calor de tubos y coraza.	
3.4. Intercambiadores de Calor enfriados por Aire.....	80
3.4.1. Tiro forzado e Inducido.	
3.4.2. Procedimiento de estimación de costo para Intercambiadores de calor enfriados por aire.	
3.5. Recipientes.....	84
3.5.1. Recipientes de Proceso.	
3.5.2. Procedimiento de estimación de costo para Recipientes de Proceso.	
3.6. Internos de torres.....	87
3.6.1. Procedimiento de estimación de costo para Internos de torres.	
3.7. Bombas centrífugas. ....	88
3.7.1. Diseño Interno de la carcasa.	
3.7.2. Posición de la carcasa.	
3.7.3. Posición de la succión.	
3.7.4. Tipo de impulsor.	
3.7.5. Acoplamiento con el motor.	
3.7.6. Procedimiento de estimación de costo para Bombas centrífugas.	
3.8. Bombas reciprocantes. ....	93
3.8.1. Bombas de pistón.	

3.8.2. Bombas de émbolo.	
3.8.3. Bombas de diafragma.	
3.8.4. Procedimiento de estimación de costo para Bombas reciprocantes.	
3.9. Compresores.....	96
3.9.1. Compresores dinámicos.	
3.9.2. Compresores de desplazamiento positivo.	
3.9.3. Procedimiento de estimación de costo para Compresores.	
3.10. Factores.....	101
4 Desarrollo de un sistema automatizado para la estimación de costos de inversión de plantas de proceso.....	105
4.1. Descripción del software.	
4.1.1. Presentación.	
4.1.2. Menú.	
4.1.3. Lectura de datos.	
4.1.4. Equipos.	
4.1.5. Cálculo de la inversión fija.	
5. Aplicación del programa.....	131
5.1. Bases de diseño.	
5.1.1. Capacidad, rendimiento y flexibilidad.	
5.1.2. Especificaciones de las alimentaciones.	
5.1.3. Especificaciones de los productos.	
5.1.4. Alimentaciones a la planta.	
5.1.5. Productos en límites de batería.	
5.1.6. Eliminación de desechos.	
5.1.7. Instalaciones requeridas de almacenamiento.	
5.1.8. Servicios auxiliares.	
5.1.9. Lista de equipo.	
5.2. Inversión fija.....	139
5.3. Análisis de resultados.....	140
6. Conclusiones.....	142
Apéndice A.....	143
Apéndice B.....	144
Bibliografía.....	145

## Resumen

En este trabajo se revisa la importancia de preparar estimados de costo de plantas de proceso, los elementos de que están formados y su ubicación en el desarrollo de proyectos.(capitulo 1)

Se analizan diferentes tipos de estimados y los métodos existentes para llevar a cabo cada tipo de estimado (capitulo 2), Se desarrolla el método modular y se dan datos necesarios para preparar este tipo de estimado(capitulo 3), en base a lo anterior se desarrolla un sistema computacional automatizado diseñado para permitir una interacción inmediata con el usuario (capitulo 4), el cual se usa para estimar el costo de una unidad de destilación. (capitulo 5)

## Abstract

In this proyect we review the importance of the estimating costs of the plants and the elements which are found in them and the place in the development of other proyects. (Chapter 1)

Different types of estimates and methods are analized so as to work on each of them (Chapter 2), the modular method, is developed and certain data is given to prepare this type of estimate (chapter 3), According to what it has been said a computer system is been developed to allow a inmmediate interaction with the user (chapter 4), This system is used to estimate the cost of the distillation unit (chapter 5)

## Objetivo

Se analizarán los diferentes métodos de estimación existentes en la literatura especializada, y se desarrollara un sistema automatizado, que sea flexible y eficiente en la realización de estimados de inversión.

La flexibilidad del sistema permitirá la utilización de factores de costo, por tipo de material de construcción de los equipos; para ubicar al rubro de equipo de proceso en la base de acero al carbón, con el propósito de estimar los costos de construcción y los demás conceptos que integran la Inversión Competitiva (materiales, administración, ingeniería, pruebas y arranque, entrenamiento y utilidad) para poder ganar una licitación.

El sistema permitirá al usuario obtener un estimado de inversión con el costo más probable que se espera tenga el proyecto.

## INTRODUCCION

Las Firmas de Ingeniería y Construcción destinan fuertes cantidades de dinero en la preparación de sus cotizaciones, buscando la obtención de contratos.

El crecimiento, bienestar y existencia de una organización dependen del buen éxito de la exactitud de la estimación de costos para ejecutar satisfactoriamente los contratos adquiridos.

Una Firma de Ingeniería, que realiza estimados altos, rara vez se adjudicará un contrato, por otro lado una empresa que hace estimados cortos y gana los concursos vería seriamente comprometidas sus utilidades o inclusive se llegaría a tener pérdidas.

La importancia de la exactitud de estimados de costo es evidente en cuanto a utilidades esperadas o pérdidas.

Por lo anterior, viéndose la necesidad de evitar desperdicios en tiempo y dinero para la elaboración de estimados de costos, las Firmas de Ingeniería han desarrollado métodos que hacen fácil este trabajo, trayendo consigo confianza en el desarrollo de sus contrataciones.

La estimación de costos es el primer renglón a considerar en estudios de factibilidad de proyectos, estudios de alternativas, autorizaciones presupuestales, programas financieros y prácticamente todas las decisiones de la dirección de una empresa.

Por las razones arriba indicadas se debe entender que el objetivo de un estimado de costo, para ingeniería y construcción, es el conocer con la mejor exactitud posible el presupuesto de un proyecto que se pretenda realizar, por ello interesa saber el procedimiento e información necesaria que pueda manejarse confiable y rápidamente.

Por otro lado, respecto a los programas existentes para la determinación de la inversión fija de capital se puede observar que existen en varios tipos con diferentes grados de complejidad y tamaño, esto se debe a que cada programa fue desarrollado para una aplicación especial. Dentro de los programas más importantes entramos a CHEEP, ECONOMIST, PEPCOST, PROVES, CEDA, FLOWTRAN, etc. Los programas casi todos se encuentran en lenguaje Fortran IV y sus formas de operar pueden ser batch o interactivo, la estructura de los programas es principalmente modular.

No todos los programas dimensionan el equipo, pero todos obtienen el costo, los programas que dimensionan el equipo tienen rutinas bien específicas para este objetivo y los otros obtienen el costo por medio de un gran banco de datos o bien sin tener rutinas específicas obtienen las dimensiones con bancos de datos.

## Capitulo 1

## ANTECEDENTES

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 visto la necesidad de contar con ingenieros especializados en los aspectos económicos de las empresas que proporcionan, a la gerencia un panorama claro y preciso de la situación económica de los proyectos determinados.

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 cuidadoso plan de ejecución, en el diseño y construcción, fundamentalmente en un análisis detallado de los costos involucrados y en técnicas debidamente probadas de la Ingeniería de Costos. Así también se debe determinar el uso que se le dará al estimado para aplicar la técnica más adecuada. Se debe tener presente que el grado de exactitud de un estimado depende de la información de que se disponga, el tiempo y presupuesto con que se cuente para su preparación.

Definiendo la ingeniería de costos diremos que 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.

### **Aplicación de los estimados de costo.**

Los estimados de costo son una operación continua dentro del ciclo de vida del proyecto.

La información que genera cada fase del proyecto, sirve como parámetro de costo, indicándonos la precisión del estimado. Los estimados de costo se efectúan para:

- a) Autorización de inversiones
- b) Análisis económico de alternativas.

- c) Programas de erogaciones.
- d) Licitaciones para construcción de plantas e instalaciones costafuera.
- e) Revamps.
- f) Valuación de activos fijos.
- g) Control del proyecto.

**a) Autorización de inversiones.**

Para poder autorizar una inversión, se requiere que el estimado de inversión este elaborado bajo las técnicas y procedimientos confiables, que permitan dar los elementos suficientes para tomar la decisión de realizar el proyecto. En el estimado de inversión, el rubro más importante es la estimación de costos de equipo; ya que a partir de este concepto se determinarán mediante factores aplicados al costo del equipo los costos de los materiales tales como: tubería, válvulas, conexiones, concreto, acero, eléctrico, aislamiento y pintura, así como la estimación de los conceptos de: construcción, ingeniería, administración, pruebas y arranque y utilidad.

La autorización de inversiones también se aplica para la adquisición de equipo, ya que el determinar el costo esperado del equipo, servirá para fines de presupuesto y control del mismo.

**b) Análisis económico de alternativas.**

Es importante proporcionar el costo óptimo del equipo que cumpla con las condiciones requeridas del proceso.

**c) Programa de erogaciones.**

Es necesario desarrollar un programa que indique fechas en que se tendrá que desembolsar el capital, mismo que se hará conforme lo manifiesta la planeación del programa general del proyecto.

**d) Licitaciones para construcción de plantas e instalaciones costa fuera.**

En las licitaciones, la estimación de costo del equipo es de gran importancia, se realiza, para confrontarlo con las cotizaciones que presente el proveedor, y poder negociar el costo con el que se fincará el pedido (en caso de que la propuesta que presente el contratista sea la oferta ganadora de dicha licitación).

**e) Revamps.**

Dada la competencia por participar en un mercado global cada vez más exigente, la planta industrial necesita renovarse, es decir aplicar la reingeniería tanto en sus procesos administrativos como procesos de producción, por lo tanto requiere modernizar instalaciones, esto implica efectuar Revamps a sus equipos, como es el modificar el tamaño de las torres, aumentar el número de platos, agregar y/o modificar serpentines de tubos de hornos, etc., realizando los correspondientes estimados de costo de equipo, a fin de determinar el importe de las adecuaciones.

**f) Valuación de activos fijos.**

En evaluaciones de activos fijos, el estimado de costo de equipo se realiza periódicamente con el objeto de tener el inventario y el valor de las instalaciones actualizadas, con el objeto de tener una base de negociaciones para efectos de venta o transferencia de los recursos patrimoniales. En estos estudios se calculan: el valor de reposición de los equipos, el valor actual de los equipos, la vida útil remanente, y la depreciación anual.

**g) Control del proyecto.**

Actualmente la modalidad de los contratos de construcción es "Llave en mano", por lo que el control de la inversión esta en función directa con el programa de avance del proyecto.

Un proyecto es un estudio completo y bien definido para el desarrollo de una idea en el futuro, en el cual se integran de una manera organizada todos los factores técnicos, económicos, políticos y sociales que establecen las bases para la creación de una unidad productora de bienes y/o servicios con la finalidad de satisfacer una necesidad.

### **1.1 Etapas de un proyecto tipo industrial.**

El objetivo del proyecto de una planta industrial consiste en el diseño, desarrollo y construcción de una planta nueva; diseño y construcción de una ampliación a una planta; o el arreglo y modernización de una planta existente.

Las principales actividades de un proyecto son:

#### **1.1.1 Perfil del proyecto.**

Consiste en la investigación superficial de aspectos que componen el proyecto. Normalmente se manejan cifras estimadas y globales con el objeto de medir las posibilidades y perspectivas de una idea.

#### **1.1.2 Estudio de prefactibilidad.**

Es una investigación formal que permite conocer el potencial real de una idea dando como resultado el considerarlo o no un proyecto viable de realizar.

#### **1.1.3 Estudio de factibilidad.**

Estos estudios constituyen el análisis técnico-económico de un proyecto, el cual considera los costos de producción incluyendo los costos fijos, constituidos por la inversión inicial, como costos variables, integrados por costos de operación directos e indirectos.

Un estudio de factibilidad puede ayudar a definir la capacidad mínima de las nuevas instalaciones para que sean rentables. Esta etapa propicia y permite cancelar, proponer o confirmar y ampliar las decisiones hechas.

Veamos todo el proceso total descrito:

- a) Selección del proceso.- Los procesos posibles de aplicar en el diseño de nuevas plantas industriales dependen del grado comercial del producto que se desea y de las materias primas a utilizar.

La selección del proceso se hace con el auxilio de información suministrada por licenciadores, por referencia de instalaciones existentes, o por información recopilada de bibliografía especializada.

En una instalación que puede ampliarse o aceptar mejoras tecnológicas la selección del proceso es más simple. Respecto a instalaciones de control de contaminantes y tratamiento de efluentes los sistemas correspondientes podrán definirse con la ayuda de asesores especializados en el problema en cuestión.

- b) Estimados de inversión fija.- Dentro de la evaluación de un proyecto, un factor importante es la estimación de la inversión fija. De acuerdo a los resultados obtenidos la empresa puede tomar decisiones a lo largo del proyecto, que pueden ir desde negociaciones tendientes a la obtención de tecnología en paralelo con la realización y análisis formales de mercado, investigaciones de fuentes de financiamiento, definición del tiempo de ejecución hasta la determinación de medidas de control de costos resultantes.

Según la etapa en la que se encuentra el proyecto y la cantidad y calidad de la información disponible, la estimación de la inversión fija puede clasificarse en:

- Estimado Magnitud.  $>\pm 40\%$
- Estimado Estudio.  $\pm 30\%$
- Estimado Presupuesto.  $\pm 20\%$
- Estimado Control  $\pm 10\%$
- Estimado definitivo  $\pm 5\%$

Las características de cada estimado se revisaran en el capítulo dos.

- c) Estudio de mercado.- Por medio de estos estudios la empresa tiene mayor certeza en la capacidad de las instalaciones, propiedades del producto, la existencia de la competencia, las necesidades de presentación y distribución, la ubicación oportuna del proyecto en el tiempo, los resultados que pueden esperarse de la Inversión Fija.
- d) Selección del lugar de localización del proyecto: Al elegir la localización de la planta se requiere que se definan algunos aspectos, tales como las características del terreno, requerimientos de infraestructura socioeconómica del municipio o ciudad seleccionada y los requerimientos de infraestructura de servicios del terreno a localizar.

Al determinar el área geográfica se consideran factores generales y requisitos mínimos indispensables, estos son:

- Cercanía a los principales centros de ubicación de los consumidores.
- Disponibilidad de materia prima en la región.
- Disponibilidad de mano de obra calificada.
- Análisis preliminar del costo de transporte.
- Interés en aprovechar ciertos estímulos fiscales.
- Deseos del grupo de inversionistas en promover la economía de determinada región.

- e) Desarrollo de la Ingeniería básica.- La ingeniería básica es aquella información tecnológica necesaria para desarrollar un proyecto industrial, la cual comprende los aspectos básicos para el diseño de los equipos hasta recomendaciones para la operación, control y mantenimiento de la planta.

La ingeniería básica es suministrada por el licenciador. La documentación que forma parte de un paquete de ingeniería básica comprende lo siguiente:

- Descripción detallada del proceso.
- Diagrama de flujo de proceso.

- Arreglo preliminar de los equipos .
- Lista de equipo principal.
- Hoja de datos de los equipos principales.
- Consumo estimado de servicios auxiliares.
- Consumo y especificaciones de reactivos químicos y catalizadores.
- Manual de operación.

f) Desarrollo de la ingeniería de detalle.- La ingeniería de detalle se puede definir como la parte de ingeniería de proyecto en la cual se desarrollan las especificaciones de los equipos, se elaboran los dibujos y demás documentos de ingeniería con los cuales es posible adquirir estos, la maquinaria y materiales necesarios para llevar a cabo la construcción de la planta y las instalaciones auxiliares requeridas; además forma parte de esta los dibujos de arreglo general, fabricación y montaje , así como instructivos de instalación, operación, mantenimiento y listas de partes de repuesto suministradas por los diferentes proveedores de equipo e instrumentos para el proyecto. En ocasiones el mismo licenciador de la tecnología suministra los dibujos para la fabricación y/o montaje de equipos.

En la ingeniería de detalle intervienen ingenieros de muy diversas especialidades entre los que se pueden encontrar: químicos, civiles, mecánicos, electricistas, etc.

Para poder analizar el tipo de trabajo comprendido en la ingeniería de detalle es necesario la agrupación de las distintas ramas o campos profesionales de la manera siguiente:

- Ingeniería de proceso.
- Ingeniería de sistemas.
- Ingeniería de control.
- Ingeniería de intercambio térmico. (cambiadores de calor)
- Ingeniería de combustión. (Hornos)
- Ingeniería de recipientes.
- Ingeniería mecánica.

- Ingeniería de tuberías.
- Ingeniería civil.(concreto y acero)
- Ingeniería eléctrica.
- Administración. (Planeación, programación, ingeniería económica)

#### **1.1.4 Adquisición de equipo y materiales.**

Una vez generados los documentos de la ingeniería de detalle se procede a la adquisición de los componentes de las nuevas instalaciones: los equipos, en la etapa inicial de la ingeniería, los materiales, en las etapas intermedia y final.

Algunos documentos que deben cumplirse son:

- Preparación de solicitudes de cotización.
- Elaboración de tablas comparativas técnico-comerciales.
- Negociaciones y liberación de órdenes de compra.
- Expedición.
- Inspección.
- Tráfico.

#### **1.1.5 Construcción.**

La relación física de un proyecto se lleva en esta etapa partiendo de los resultados acumulados en las fases precedentes. Existe una gran variedad de actividades involucradas en la etapa de construcción de las cuales se pueden mencionar las siguientes:

- Preparación del terreno.
- Instalaciones provisionales.
- Excavaciones, cimentaciones e instalaciones subterráneas.
- Prefabricación y montaje de estructuras metálicas.
- Montaje de equipos.

- Erección de edificios.
- Prefabricación de tuberías.
- Instalaciones eléctricas.
- Montaje de instrumentos.
- Urbanización.
- Aislamiento y pintura.

Para el control de estas actividades en el tiempo se deberá contar con un programa detallado de construcción, elaborado a partir de los programas de ingeniería de detalle y adquisición de equipos y materiales.

#### **1.1.6 Prueba y arranque de la planta.**

Conforme se van montando los equipos y tuberías se deben iniciar las pruebas y limpieza de los sistemas con el objetivo de que las fallas se corrijan con anticipación a la puesta en marcha de la planta. Las principales fallas que se presentan son: mal funcionamiento de equipos rotatorios, fugas en uniones, errores de fabricación, ingeniería y construcción.

Una vez resueltas las fallas y después de una cuidadosa inspección, las nuevas instalaciones están listas para ser entregadas al grupo de arranque.

#### **1.1.7 Entrenamiento.**

Capacitación del personal que va a operar la planta.

## **1.2. Estructura de la Inversión Fija.**

Los módulos de los que consta la inversión fija, son variados y no necesariamente serán requeridos en su conjunto para un proyecto dado. Habrá también otros módulos o especificaciones de proyecto que podrían no estar incluidas; por lo tanto el estimador de la inversión fija podrá adicionar o quitar módulos de acuerdo a las necesidades de su estimado.

Adicionalmente los módulos, se pueden englobar en uno mayor, así por ejemplo se pueden crear 5 módulos en los cuales se calculan los costos de bombas, torres, intercambiadores de calor, hornos, compresores; y estos integrarlos en uno sólo llamado costo de equipo de proceso.

Un módulo representa un grupo de elementos de costo que tienen características similares y relación entre sí donde cada módulo puede integrarse o combinarse con otros módulos en el nivel de costos de material y mano de obra, siempre y cuando los datos con que se cuenten están en términos de costos consistentes.

En base a lo anterior en la tabla 1.1 Se presentan cada uno de los factores que integran una inversión fija modelo, los cuales se clasifican en costos directos e indirectos de acuerdo a su relación con el proceso, además de que se explican y que deben cubrir.

Cada uno de estos conceptos puede ser representado como un porcentaje de la inversión fija, siendo la suma de los porcentajes igual al 100%. En la tabla 1.2 se muestran los rangos típicos en que se encuentran estos porcentajes para cada uno de los factores de costo, basada en proyectos realizados anteriormente.

### **Costos Directos**

#### **1.2.1 Compra de equipo.**

El costo del equipo es la base de varios métodos para estimar la inversión fija. La fuente de los precios del equipo, los métodos de ajuste de estos precios para la capacidad real del

Tabla 1.1 Análisis de la inversión fija para una planta de proceso químico<sup>(11)</sup>.

<p>Costos Directos</p> <p>1.- Compra de Equipo.</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Toda el equipo listado en el diagrama de flujo de proceso             <ul style="list-style-type: none"> <li>- Equipo de relevo</li> <li>- Partes de repuesto del equipo                 <ul style="list-style-type: none"> <li>- Fletes</li> </ul> </li> <li>- Impuestos, seguros, derechos de aduana.</li> </ul> </li> </ul> <p>2.- Instalación del Equipo.</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Instalación de todo el equipo listado en el diagrama de flujo de proceso.             <ul style="list-style-type: none"> <li>- Soportes estructurales, aislamiento, pintura.</li> </ul> </li> </ul> <p>3.- Instrumentación y Control.</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Compra, instalación, calibración, enlace con computadoras.</li> </ul> <p>4.- Tuberías.</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Tubería de proceso.</li> <li>- Racks de tubería, válvulas, accesorios.             <ul style="list-style-type: none"> <li>- Aislamiento.</li> </ul> </li> </ul> <p>5.- Equipo y Material Eléctrico.</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Equipo eléctrico.</li> <li>- Switchs, motores, conductores, accesorios, alimentadores, alumbrado, alambrado.             <ul style="list-style-type: none"> <li>- Alumbrado de instrumentos de control.</li> </ul> </li> </ul> <p>6.- Construcción (incluye servicios).</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Edificios de Proceso: Superestructuras, superestructuras, plataformas, escaleras, accesos.</li> <li>- Construcciones auxiliares: oficinas, consultorios, cafetería, estacionamiento, almacén de productos, vigilancia, estación de bomberos, laboratorio de investigación.             <ul style="list-style-type: none"> <li>- Talleres de mantenimiento: eléctrico, tubería, mecánico, etc.</li> </ul> </li> <li>- Construcción de servicios, bombas, calderas, ventilación, colector de polvo, aire acondicionado, escaleras, sistemas de aspersores, etc.</li> </ul> <p>7.- Preparación del Terreno.</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Limpieza, nivelación, caminos, banquetas, cercado, áreas verdes, arquitectura.</li> </ul> <p>8.- Servicios Auxiliares.</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Suministro de vapor, agua, energía, refrigeración, combustible, aire, combustible.</li> <li>- Desecho de efluentes; incineradores, pozos, tratamiento de aguas, control del medio ambiente.</li> <li>- Equipo diverso; mobiliario y equipo de oficinas, cafetería, consultorio, taller, laboratorios, etc.             <ul style="list-style-type: none"> <li>- Almacenes de materia prima y productos, equipo de empaqueo de productos.</li> </ul> </li> </ul> <p>9.- Terreno.</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Compra del terreno.</li> <li>- Estudios y honorarios.</li> </ul> <p>Costos Indirectos.</p> <p>1.- Ingeniería y Supervisión.</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Ingeniería de proyectos, proceso y procura.             <ul style="list-style-type: none"> <li>- Diseño y planos.</li> <li>- Gastos de oficina.                 <ul style="list-style-type: none"> <li>- Viáticos.</li> </ul> </li> <li>- Supervisión e inspección.</li> </ul> </li> </ul> <p>2.- Gastos Generales de Construcción.</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Construcciones temporales.</li> <li>- Renta de equipo y herramientas de construcción.             <ul style="list-style-type: none"> <li>- Nóminas.</li> <li>- Impuestos, seguros.</li> </ul> </li> </ul> <p>3.- Honorarios del Contratista.</p> <p>4.- Contingencias.</p>
--

Tabla.1.2 Porcentaje típico de valores de inversión fija para costos directos e indirectos en plantas de proceso químico <sup>(11)</sup>.

Componente	Rango %
Costos Directos	
Compra de equipo	15 - 40
Instalación del equipo	6 - 14
Instrumentación y control (incluyendo instalación)	2 - 8
Tubería( incluyendo instalación)	3 - 20
Eléctrico ( incluyendo instalación)	2 - 10
Construcción (incluyendo servicios)	3 - 18
Preparación del terreno	2 - 5
Servicios (incluyendo instalación)	8 - 20
Terreno	1 - 2
Costos Indirectos	
Ingeniería y supervisión	4 - 12
Gastos generales de construcción	4 - 16
Honorarios del contratista	2 - 6
Contingencias.	5 - 15

Tabla 1.3 Exponentes típicos para la escalación de costos de equipo <sup>(11)</sup>.

Equipo	Rango.	Exponente
Centrifugo, ventilador.	1000 - 10000 ft <sup>3</sup> /m	0.59
Centrifugo, soplador de sólidos.	10 - 100 HP	0.67
Cristalizador, batch al vacío.	500 - 7000 ft <sup>3</sup>	0.37
Compresor, reciprocante, aire 2 etapas, 150 psi de descarga.	10 - 400 ft <sup>3</sup> /min	0.69
Compresor, rotatorio, una etapa.		
Aleta corrediza, 150 psi de descarga.	100 - 1000 ft <sup>3</sup> /min	0.79
Secador, vacío sencillo.	10 - 100 ft <sup>2</sup>	0.76
Secador, atmosférico.	10 - 100 ft <sup>2</sup>	0.40
Evaporador, tanque horizontal.	100 - 1000 ft <sup>2</sup>	0.54
Ventilador, Centrifugo.	1000 - 10000 ft <sup>3</sup> /m	0.44
Intercambiador de calor, tubos y coraza.		
Cabezal flotante.	100 - 400 ft <sup>2</sup>	0.60
Kettle, hierro fundido, enchaquetado.	250 - 800 gal	0.27
Kettle, vidrio, enchaquetado.	200 - 800 gal	0.31
Bomba reciprocante, horizontal,		
Hierro fundido.	2 - 100 gpm	0.34
Reactor de vidrio enchaquetado.	50 - 600 gal	0.54
Tanque de cabeza plana.	100 - 10000 gal	0.57

equipo y los métodos de estimación del equipo auxiliar, son elementos necesarios para realizar un estimado más confiable del costo.

Los diferentes tipos de equipos pueden ser divididos en:

- 1.- Equipo de Proceso.
- 2.- Equipo para manejo y almacenamiento de materia prima.
- 3.- Equipo para manejo y almacenamiento del producto terminado.

El costo del equipo auxiliar y materiales, tales como tubería, aislamiento, pintura, etc., requeridos para estos equipos deben ser incluidos.

A menudo los fabricantes pueden cotizar los costos de los equipos requeridos. Sin embargo, en otras ocasiones es necesario estimar el precio de un equipo. En este caso se dispone en la actualidad de diversos métodos para estimar el costo de un equipo, los más simples consisten en gráficas donde se pueden determinar los costos en base a alguna característica del equipo y por medio de factores se corrige de acuerdo a parámetros de diseño del equipo.

También se puede estimar el costo utilizando una relación logarítmica que se conoce como la regla de las seis décimas:

$$\text{Costo}_1/\text{Costo}_2 = [\text{Capacidad}_1/\text{Capacidad}_2]^{0.6} \dots\dots\dots(1)$$

No obstante esta regla no aplica a todos los equipos como lo muestra la Tabla 1.3, en donde se proporcionan los exponentes típicos utilizados en la ecuación anterior para diferentes equipos. Cuando se carece del valor del exponente es aceptable tomar un valor de 0.6.

El exponente de 0.6 tiene una explicación teórica, que para el caso de recipientes y tanques se plantea como sigue:

El costo de los equipos depende de sus variables de diseño, que en este caso es el área; por lo tanto si suponemos que el costo tiene una relación lineal con respecto al área tenemos:

$$\text{Costo} = bA \dots\dots\dots(2)$$

b = constante

A = área del equipo

Sustituyendo la ecuación 2 en 1:

$$bA_1/bA_2 = [\text{Capacidad}_1/\text{Capacidad}_2]^n \dots\dots\dots(3)$$

Aplicando la ecuación 3 al caso más sencillo de una esfera:

$$A = 4\pi D^2$$

$$V = 1/3\pi D^3$$

$$b(4\pi D^2)_1/b(4\pi D^2)_2 = [(1/3\pi D^3)_1/(1/3\pi D^3)_2]^n \dots\dots\dots(4)$$

Ahora supóngase que se aumenta la capacidad desde el diámetro D al 2D:

$$b(4\pi D^2)/b(4\pi (2D)^2) = [(1/3\pi D^3)/(1/3\pi (2D)^3)]^n \dots\dots\dots(5)$$

Despejando el exponente n tenemos:

$$1/4 = (1/8)^n \dots\dots\dots(6)$$

$$n = \text{Ln}(1/4)/\text{Ln}(1/8)$$

$$n = 2/3$$

El análisis anterior es el caso más sencillo y no toma en cuenta, la variaciones de espesor, material de construcción, cimientos, instrumentación, internos, etc. Lo cual lleva a variaciones en el exponente.

Para hacer un buen uso de la regla de las seis décimas se recomienda que la diferencia de capacidades no sea mayor de diez veces de una con respecto a la otra y cuidando que el equipo cuyo costo se desea estimar y el equipo con que se compara sea lo más similarmente posible. (material de construcción, temperatura, presión de operación y otras variables).

### 1.2.2 Instalación del equipo.

La instalación del equipo involucra el costo por los trabajos de cimentación, soportes, plataformas, gastos de construcción y otros factores directamente relacionados con la erección del equipo. La tabla 1.4 presenta un rango general de costos de instalación en forma de porcentajes del costo de compra del equipo para diferentes tipos de equipo.

Los costos de instalación pueden variar ampliamente para un determinado equipo, dependiendo del tamaño del mismo. La tabla 1.5 muestra los exponentes típicos para diversos equipos que se utilizan cuando se deben realizar escalamientos en los costos de instalación con equipos de diferente tamaño. El escalamiento se hace en forma similar a la regla de los seis décimas descrita en el párrafo anterior.

De un análisis del costo total de instalación de equipo realizado en un gran número de plantas químicas típicas, se puede observar que estos costos representan de un 25 a un 55% del costo de compra del equipo, dependiendo de la complejidad del mismo y del tipo de planta en la cuál el equipo es instalado.

Tipo de equipo	Costo de instalación %
Separadores centrífugos.	20 - 60
Compresores.	30 - 60
Secadores.	25 - 60
Evaporadores.	25 - 90
Filtros.	65 - 80
Intercambiadores de calor.	30 - 60
Cristalizadores mecánicos.	30 - 60
Tanques.	30 - 60
Mezcladores.	20 - 40
Bombas.	25 - 60
Torres.	60 - 90
Cristalizadores a vacío.	40 - 70

Tabla 1.5 Exponentes típicos para el escalamiento de los costos de instalación del equipo<sup>(11)</sup>.

Equipo y/o Material	Rango	Exponente
Tubería de aluminio.	0.5 - 2 in.diám.	0.49
Tubería de aluminio.	2.0 - 4 in. diám.	1.11
Motor, jaula ardilla, inducción 440 volts.	1 - 10 hp.	0.19
Motor, jaula ardilla, inducción 440 volts	10 - 50 hp	0.50
Bomba centrífuga, horizontal.	0.5 - 1.5 hp	0.63
Bomba centrífuga, horizontal.	1.5 - 40 hp	0.09
Torres	diám. cte.	0.88
Transformador	9-225Kva.	0.58
Intercambiador de calor	Cualquier tamaño	0.00

### 1.2.3 Costo de aislamiento.

Cuando el proceso maneja temperaturas muy bajas o muy altas el factor de aislamiento se vuelve importante y se debe estimar su costo. Los gastos por aislamiento de equipo y tubería a menudo se incluyen en los costos de su instalación.

El costo total por mano de obra y material requerido para el aislamiento de equipo y tubería en una planta química es aproximadamente del 8 al 9% del costo del equipo<sup>(11)</sup>. Esto es equivalente al 2% de la Inversión Fija.

### 1.2.4 Instrumentación y control.

Los costos de los instrumentos, de la mano de obra por la instalación de estos, los gastos por equipo auxiliar y materiales constituyen la parte principal del requerimiento de Inversión Fija para instrumentación.

Los costos totales de instrumentación dependen de la cantidad de control requerido y pueden variar del 6 al 30% del costo total de equipo<sup>(11)</sup>.

Dependiendo de la complejidad de los instrumentos y del servicio que presten se debe considerar un costo adicional para su instalación y para sus accesorios que puede ir del 50 al 70% de los costos de los instrumentos, siendo aproximadamente los costos de instalación iguales a los costos por accesorios<sup>(11)</sup>.

### 1.2.5 Costos de tubería.

Los costos de la tubería pueden llegar a representar hasta un 20% de la inversión fija. La tabla 1.6 presenta un estimado aproximado del costo de tubería para varios tipos de procesos químicos. El costo por la instalación de la tubería representa aproximadamente de un 40 a un 50% del costo de instalación del equipo<sup>(1)</sup>.

Tabla 1.6 Costo estimado de tubería<sup>(1)</sup>.

Tipo de proceso de la planta.	Porcentaje del costo del equipo.			Porcentaje de la Inversión fija.
	Material	Mano de obra	Total	Total
Sólidos <sup>1</sup>	9	7	16	4
Sólido-fluido <sup>2</sup>	17	14	31	7
Fluido <sup>3</sup>	36	30	66	13

1.- Plantas de aglomerados.  
2.- Planta de petróleo.  
3.- Una unidad de destilación.

### 1.2.6 Costos de instalación eléctrica.

Estos costos incluyen la mano de obra por instalación y el material necesario para la distribución de energía y el alumbrado. Los servicios de alumbrado generalmente se incluyen bajo el manejo de los costos de construcción y servicios. En plantas químicas los costos de instalación eléctrica pueden representar de un 10 a un 15% del costo del equipo y algunas ocasiones puede alcanzar hasta un 40% dependiendo del proceso<sup>(1)</sup>. Estos costos generalmente se estiman entre un 3 a un 10% de la inversión fija.

La instalación eléctrica consiste en: alambrado, alumbrado, transformación y servicios, así como alambrado para control de los instrumentos. La tabla 1.7 muestra estos componentes y su relación con el costo total de la instalación eléctrica.

Componente	Rango %	Valor típico %
Alambrado.	25 - 50	40
Alumbrado.	7-25	15
Transformación y Servicios.	9-65	40
Alambrado para el control de instrumentación.	3-8	5

### 1.2.7 Costos de construcción incluyendo servicios.

Este costo cubre los gastos por mano de obra, materiales y otros aspectos relacionados con la erección de toda la construcción de la planta, los costos por plomería, calefacción, alumbrado, ventilación y otros servicios similares deben ser incluidos.

En las tablas 1.8 y 1.9 se muestran los costos de construcción incluyendo servicios, para diferentes tipos de plantas de procesos, primero en forma de porcentajes del costo del equipo y en la segunda tabla en forma de porcentajes de la inversión fija.

Tipo de proceso en la planta.	Planta nueva	Complejo químico	Expansión de una planta existente.
Sólido	68	25	15
Sólido-fluido	47	29	7
Fluido	45	5 - 18	6

Tipo de proceso en la planta.	Planta nueva	Complejo químico	Expansión de una planta existente.
Sólido	18	7	4
Sólido-fluido	12	7	2
Fluido	10	2 - 4	2

### 1.2.8 Costos por preparación del terreno.

Los costos por la nivelación, caminos, banquetas, espuelas para ferrocarril, jardinería y detalles similares constituyen una parte de la inversión de capital incluidos en la preparación del terreno. Estos costos son aproximadamente un 10 a un 20% del costo del equipo<sup>(11)</sup>, equivalente a un 2 - 5% de la inversión de capital fijo. tabla 1.10

Componente	Rango %	Valor típico %
Limpieza del lugar.	0.4 - 1.2	0.8
Caminos y pasos.	0.2 - 1.2	0.6
Espuelas de ferrocarril.	0.3 - 0.9	0.6
Cercados.	0.1 - 0.3	0.2
Alumbrado de patios.	0.1 - 0.3	0.2
Jardines.	0.1 - 0.3	0.2
Otros.	0.2 - 0.6	0.3

### 1.2.9 Costos de servicios.

El suministro de vapor, agua, energía, aire y combustible son parte de los servicios que requiere una planta industrial. Los dispositivos de detección contra incendio y otros detalles como almacenes, consultorios, cafeterías requieren de inversión del capital y se incluye en el costo de servicios.

El costo total por servicios tiene un rango del 30 al 80% del costo del equipo<sup>(11)</sup> y en términos de la inversión de capital esta entre un 8 y un 20% de está. La tabla 1.11 lista varios elementos de servicios representando porcentajes de la inversión de capital fijo.

### 1.2.10 Costos del terreno.

El costo del terreno, los estudios de mecánica de suelos y honorarios diversos por tramites administrativos están contenidos en los costos del terreno. Dichos costos dependen

básicamente de la localización de la propiedad, variando considerablemente de la zona rural o una área altamente industrial.

El costo del terreno representa del 4 al 8% de los costos de equipo<sup>(11)</sup> o del 1 al 2% de la inversión de capital fijo. Como el valor de terreno no decrece con el tiempo, este costo no se incluye en la inversión de capital fijo cuando se estiman ciertos costos anuales de operación, tal como la depreciación.

**Tabla 1.11 Porcentajes típicos de la inversión fija para servicios<sup>(11)</sup>.**

Componente	Rango %	Valor típico %
Generación de vapor	2.6 - 6.0	3.0
Distribución de vapor	0.2 - 2.0	1.0
Suministro de agua, enfriamiento y bombeo.	0.4 - 3.7	1.8
Tratamiento de agua	0.5 - 2.1	1.3
Distribución de agua	0.1 - 2.0	0.8
Subestación eléctrica	0.9 - 2.6	1.3
Distribución eléctrica	0.4 - 2.1	1.0
Suministro de gas y distribución	0.2 - 0.4	0.3
Compresión de aire y distribución	0.2 - 3.0	1.0
Refrigeración incluyendo distribución	1.0 - 3.0	2.0
Comunicaciones	0.1 - 0.3	0.2
Almacenes de materia prima	0.3 - 3.2	0.5
Almacén de producto terminado	0.7 - 2.4	1.5
Sistema de protección contra incendio.	0.3 - 1.0	0.5
Instalaciones de seguridad	0.2 - 0.6	0.4

### Costos Indirectos.

#### 1.2.11 Costos de ingeniería y supervisión.

El costo de ingeniería de proyecto y de proceso, el costo del diseño y planos, el costo de la ingeniería de procura, viáticos y gastos de oficina, se incluyen en la inversión de capital para la ingeniería de supervisión. Estos costos no pueden ser directamente cargados al costo del equipo, materiales y/o mano de obra, ya que es considerado un costo indirecto en la inversión de capital fijo y representa aproximadamente el 30% del costo del equipo<sup>(11)</sup> o

el 8% de los costos totales directos de una planta. En la tabla 1.12 se presentan estos porcentajes para los diversos componentes del costo de ingeniería y supervisión.

Tabla 1.12 Porcentajes de la inversión fija para ingeniería y supervisión <sup>(1)</sup> .		
Componente	Rango %	Valor típico %
Ingeniería	1.5 - 6.0	2.2
Diseño y planos	2.0 - 12.0	4.8
Procura	0.2 - 0.5	0.3
Gastos de oficina	0.2 - 1.0	0.3
Viáticos	0.1 - 1.0	0.2
Supervisión	4.0 - 21.0	8.1

#### 1.2.12 Gastos generales de construcción.

Otros gastos que se incluyen en los costos indirectos de una planta son los gastos generales de construcción o de campo, e incluyen: construcción temporal, equipo y herramientas de construcción, nóminas, seguros, impuestos entre otros.

Algunos de estos componentes se incluyen ocasionalmente en el costo de instalación de equipo. En la tabla 1.13 se muestran los porcentajes de estos costos que están relacionados con la inversión de capital fijo. Para plantas químicas los gastos generales de construcción son en promedio del 32% del costo total directo de una planta de proceso<sup>(1)</sup>.

Tabla 1.13 Porcentajes típicos de la inversión fija para gastos generales de construcción <sup>(1)</sup> .		
Componente	Rango %	Valor típico %
Construcciones temporales.	1.0 - 3.0	1.7
Renta de equipo y herramientas de construcción.	1.0 - 3.0	1.5
Nóminas	0.4 - 4.0	1.0
Impuestos y seguros	1.0 - 2.0	1.2
Gastos generales	0.3 - 0.8	0.5
Gastos totales	4.2 - 16.2	7.0

### **1.2.13 Honorarios del contratista.**

Estos honorarios varían para cada tipo de proyecto y situación, pero pueden ser estimados como el 2 al 8% de costo total directo de la planta<sup>(11)</sup> o el 1.5 al 6% de la inversión fija.

### **1.2.14 Contingencias.**

El factor de contingencias es generalmente incluido en el estimado de inversión de capital para compensar gastos por eventos impredecibles, tales como tempestades, inundaciones, huelgas, cambios de precios, cambios pequeños de diseño, errores en la estimación y otros gastos imprevistos. El factor de contingencias tiene un rango de 5 a 15% del costo directo de una planta<sup>(11)</sup>, normalmente se emplea un 8% como promedio.

### **1.2.15 Gastos por arranque.**

Después de construir completamente la planta, frecuentemente se tiene que hacer cambios antes de que la planta opere a condiciones de diseño. Estos cambios involucran gastos para material y equipo y resultan en pérdidas de ingresos mientras la planta esta parada o este operando a una capacidad parcial. Aunque estos gastos no son considerados estrictamente como parte de la inversión de capital fijo, es adecuado determinar estos costos para proporcionar una mayor confiabilidad al estimado. Estos gastos pueden ser tan altos como el 12% de la inversión del capital fijo<sup>(11)</sup>, aunque por lo general se toma un rango del 8 al 10% de esta.

Una buena estimación de la inversión de capital fijo es obtenida en la medida que se tomen en cuenta cada uno de los elementos mencionados anteriormente. Lógicamente el método que maneje la mayor parte de estos factores proporcionará el estimado más confiable, aunque hay que considerar también la cantidad de información acerca del proyecto que este disponible y que puede ser utilizada para la estimación.

## Capitulo 2

## Métodos de Estimación de Inversión Fija.

La estimación de costos de inversión fija es esencialmente un proceso intuitivo, el cual pretende predecir el resultado final de un programa futuro de gastos, aun cuando no todos los parámetros y condiciones concernientes al proyecto son conocidos, o bien, no están totalmente definidos cuando el estimado se realiza. Los tipos de estimados varían considerablemente dependiendo de la información disponible, las restricciones del tiempo y los propósitos del estimado. Actualmente se cuenta con diversos tipos o clasificaciones de los estimados según la información disponible.

Edmunds<sup>(1)</sup> refiere seis tipos de estimados, que son los siguientes:

- 1.- Rápido.
- 2.- Original.
- 3.- Preliminar.
- 4.- Oficial o tipo propuesto.
- 5.- Final o definitivo.
- 6.- Revisado.

La AACE<sup>(2)</sup> (American Association of Cost Engineers) propone cinco tipos de estimados:

- 1.-De orden de magnitud. (razones de estimado)
- 2.-De estudio. (Factores de estimación)
- 3.-Preliminar. (estimados autorizados para presupuesto)
- 4.- Definitivo. (estimado para el control del proyecto)
- 5.- Detallado. (estimado fijo)

Una clasificación realizada por Bresler y Kuo<sup>(3)</sup>, muestran la exactitud aproximada e información requerida:

1.- De orden de magnitud de -30 a 50% Se utilizan curvas de costos y razones de capacidad.

2.- Para presupuesto de -15 a 30% Se emplean diagramas de flujo, planos de localización y detalles de equipo.

3.- Definitivos -5 a 15% Datos definitivos de ingeniería, especificaciones, planos básicos y esquemas detallado.

Otra clasificación que proporciona Holland, Watson y Wilkinson<sup>(2)</sup> es la siguiente:

1.- Orden de Magnitud.	+ 40% de exactitud
2.- De estudio	±25% de exactitud.
3.- Preliminar	+12% de exactitud.
4.- Definitivo	+ 6% de exactitud.
5.- Detallado	+3% de exactitud.

Firmas de ingeniería en México, han desarrollado sus propias herramientas de trabajo, de una manera que han establecido una clasificación de los estimados; en base a dos grandes tipos:

#### 1.- Estimados No Definitivos

Estimados Preliminares.

Estimados Intermedios.

#### 2.- Estimados Definitivos.

En la tabla 2.1 se muestran en forma mucho más detallada, los tipos de presupuestos o estimados que pueden prepararse en función de la información disponible, observándose que:

1.- Los estimados X,Y,Z, son estimados de tipo preliminar.

2.- Los estimados M,P,S, son estimados de tipo Intermedio.

3.- Los estimados A,E,J, son estimados de tipo Definitivo.

Tabla 2.1. Tipos de Estimados para la Inversión Fija de Plantas de Proceso Químico.  
Tipo de Estimado.

	A	E	J	P	S	X	Y	Z
Información disponible.	*	*	*	*	*	*	*	*
Bases generales de diseño. (1)	*	*	*	*	*	*	*	*
Diagrama de flujo y balance de materia.	*	*	*	*	*	*	*	*
Balance de energía.	*	*	*	*	*	*	*	*
Lista de equipo e instrumentos. (2)	*	*	*	*	*	*	*	*
Hojas de especificaciones de equipo.	*	*	*	*	*	*	*	*
Estudio del lugar. (3)	*	*	*	*	*	*	*	*
Disponibilidad de servicios y transportes (4)	*	*	*	*	*	*	*	*
Información desarrollada por el grupo de ingeniería.	*	*	*	*	*	*	*	*
Esquemas de diseño. (5)	*	*	*	*	*	*	*	*
Localización de áreas de proceso. (6)	*	*	*	*	*	*	*	*
Localización de áreas de servicios y edificios. (7)	*	*	*	*	*	*	*	*
Localización general y estudios topográficos.	*	*	*	*	*	*	*	*
Tipos de construcción. (especificaciones)	*	*	*	*	*	*	*	*
Índice de tuberías (8) y arreglo de tuberías (9)	*	*	*	*	*	*	*	*
Diagrama unifilar (preliminar) y Líneas eléctricas.	*	*	*	*	*	*	*	*
Diagramas de tuberías de instrumentación.	*	*	*	*	*	*	*	*
Especificaciones de instrumentos.	*	*	*	*	*	*	*	*
Control eléctrico e interlocks.	*	*	*	*	*	*	*	*
Estudio de mecánica de suelos.	*	*	*	*	*	*	*	*
Diseño arquitectónico y estructural. (aproximado)	*	*	*	*	*	*	*	*

Notas:

- (1) Materias primas disponibles, productos a elaborar, capacidades de producción y almacenamiento, especificaciones de productos y materias primas, tiempos de operación.
- (2) Mostrando número de equipos requeridos, capacidad y materiales de construcción.
- (3) Incluyendo valores del terreno (\$/m<sup>2</sup>) y estudios de desarrollo.
- (4) Descripción de servicios requeridos y de accesibilidad del área por diversos medios.
- (5) Detalles de equipo no usuales.
- (6) Mostrando equipos de planta y elevaciones.
- (7) Servicios, edificios auxiliares y de oficinas, caminos, drenajes, etc.
- (8) Tamaños, materiales de construcción.
- (9) Arreglos preliminares que permiten efectuar una ubicación preliminar de materiales.

En la misma tabla se presenta la información requerida para la preparación de los estimados antes mencionados y se muestra además la información que debe ser desarrollada por el grupo de ingeniería que intervenga en su preparación.

La calidad del estimado quedara definida por el grado de exactitud obtenido. En la tabla 2.2 se muestran los grados de exactitud esperados para los diferentes tipos de estimados antes descritos.

Tipo de Estimado.		% de Variación.
Preliminares	Z	-70 a +90%
	Y	-50 a +70%
	X	-40 a +60%
Intermedios	S	-30 a +90%
	P	-20 a +40%
	M	-15 a +30%
Definitivos	J	-10 a +20%
	E	-7 a +15%
	A	-5 a +10%

### 2.1 Métodos preliminares.

Los estimados preliminares son utilizados cuando aun no se dispone de información confiable para la evaluación inicial del proyecto. Estos estimados son útiles para poder tener una idea del costo estimado de una cierta planta, sin que esta cifra se utilice para tomar decisiones definitivas en cuanto a la obtención de la aprobación correspondiente. En esta situación, son empleadas técnicas de estimación de acuerdo a la experiencia y al juicio del personal encargado de preparar el estimado.

En base a lo anterior se analizaran los siguientes métodos que se utilizan para preparar este tipo de estimados.

### 2.1.1. Método de la curva de costos.<sup>(4)</sup>

Este método de la curva de costos es uno de los más simples, considera datos de costos previos que han sido representados gráficamente, relacionando los costos de capital con la capacidad de la planta.

Uno de los errores más comunes es el considerar que los costos obtenidos de una curva es ampliamente aplicable a todas las plantas que producen el mismo producto, siendo que las curvas publicadas frecuentemente no definen con claridad las bases sobre las cuales son graficados los costos.

Un aspecto importante de esta técnica es que el estimador debe conocer todos los detalles de los procesos para minimizar el error. Sin embargo, esta técnica es útil debido a que provee una aproximación rápida de los costos de la planta y que es suficiente para estudios económicos preliminares.

### 2.1.2. Método del precio unitario.<sup>(4)</sup>

Este método es el más simple y el menos exacto de las técnicas rápidas de estimación existentes. Consiste en multiplicar la capacidad anual de la planta por un Costo unitario.

Un costo unitario, es aquel que se expresa como costo de planta instalada por tonelada anual de producción. (\$/Ton año)

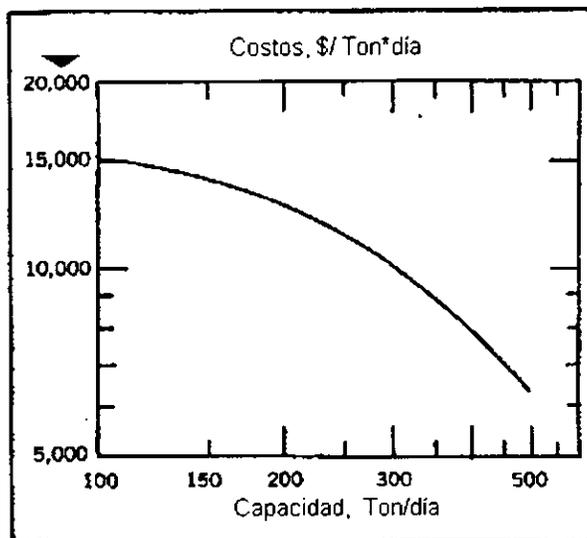
$$\text{Costo} = \text{Costo unitario} * \text{Capacidad.}$$

Quizá el error que se comete con este método es asumir que un particular precio unitario es constante en un gran rango de capacidades que puede tener una planta y esto definitivamente no se cumple.

La gráfica<sup>(4)</sup> 2.1. Ilustra la variación significativa del costo de la planta instalada con respecto a la capacidad. La curva muestra que los costos de la planta instalada decrecen cuando la capacidad se incrementa.

La gráfica es típica del comportamiento de la mayoría de los procesos químicos. Siendo la única excepción un proceso compuesto de varios trenes paralelos de producción, donde la capacidad al aumentar o disminuir, eliminaría o adiciónaría más trenes de proceso. En tal caso el precio unitario permanecería esencialmente constante.

Sin embargo el uso de precios unitarios no esta restringido a estimados de plantas en limites de batería. Se utiliza también para estimar costos de los servicios.(Sistemas de agua de enfriamiento \$/gal\*min, Edificios tales como almacenes, oficinas, laboratorios \$/m<sup>2</sup>).



Gráfica 2.1. Costo para una planta de Urea. (1964)

### 2.1.3. Método exponencial o de las seis décimas.

Este método fue primeramente aplicado al estimado de costos de equipo en 1947<sup>(5)</sup>, y a los costos de plantas en 1950<sup>(6)</sup> el rango del factor R para plantas es mucho más amplio que el usado para equipos.

Está estimación de orden de magnitud relaciona la inversión fija de una planta de proceso nueva con una similar construida anteriormente.

La formula utilizada es la siguiente.

$$C_2/C_1 = (S_2/S_1)^R \dots\dots\dots(1)$$

- C<sub>1</sub> = Costo de la planta nueva.
- C<sub>2</sub> = Costo de la planta de referencia.
- S<sub>2</sub> = Capacidad de la planta nueva.
- S<sub>1</sub> = Capacidad de la planta de referencia.
- R = Exponente.

La regla dice que con R=0.6 al duplicar la capacidad de una planta su precio aumentaría 50% y al triplicarla el aumento seria de 100%. En la industria de los proceso químicos R varia entre 0.6-0.7

El valor de R se aproxima a 1, en las plantas donde la capacidad al aumentar o disminuir, elimina o aumenta trenes de proceso, en lugar de modificar la capacidad de los equipos.

La ecuación (1) puede se modificada para tomar en cuenta la inflación. Esto se hace multiplicando la relación de capacidades por la relación de los indices de costos.

$$C_2/C_1 = (S_2/S_1)^R(I_2/I_1)$$

- I<sub>2</sub> = Indice de costo al año que se desea el calculo del costo.
- I<sub>1</sub> = Indice del año en que se encuentra la planta de referencia.

Donald Remer y Lawrence Chai <sup>(7)</sup> han analizado gran cantidad de valores de R obteniendo la tabla 2.3.

Tabla 2.3. Exponentes para el escalamiento de plantas.

Industria	Valor R
Plantas químicas y de proceso	0.67
Gases	0.65
Polimeros	0.72
Biotecnología	0.67
Plantas de energía, Tratamiento de efluentes, Refrigeración.	0.75
Promedio para cualquier planta.*	0.67

\*Para procesos más específicos ver apéndice A.

#### 2.0.4. Índices de costo. <sup>(18)</sup>

La mayoría de los costos publicados están en fechas pasadas, por lo que se requiere disponer de un método que permita convertir estos costos pasados a costos actuales.

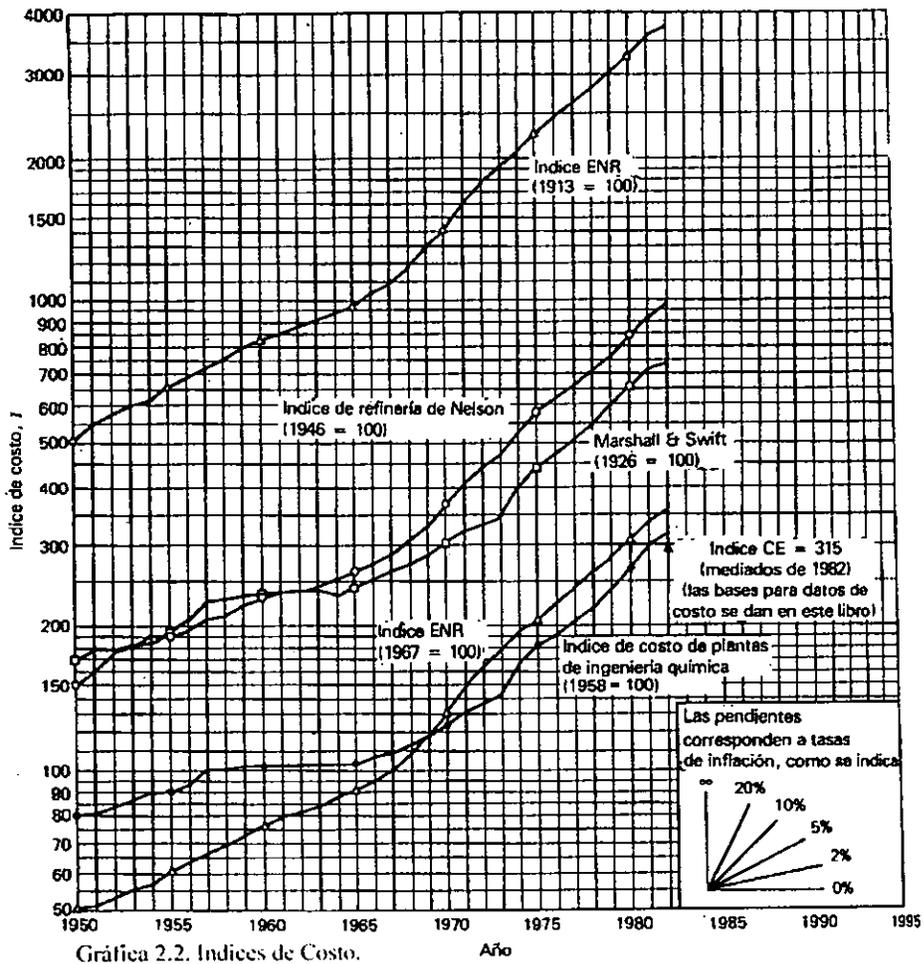
Los índices de costo son usados para actualizar costos de una fecha a otra. Los índices más conocidos y que se publican regularmente, son los siguientes:

- The Engineering News Record (ENR). Índices de costo de construcción.

Es el más antiguo y el menos específico, como todos los índices, el ENR se basa en un valor de 100 en año específico. El año del dato original para el índice ENR es 1913, pero los valores actuales han crecido tanto que también se emplean otras bases (1949=100 y 1967=100). En la gráfica<sup>(18)</sup> 2.2. se ejemplifican tendencias de varios índices.

- Índices Marshall and Swift (M&S). Índices de costo de equipo.

Se basa en el costo instalado de equipo pero no de una planta determinada. Sus valores se publican en el The Chemical Engineering en la sección "Economic Indicators"



Gráfica 2.2. Índices de Costo.

- The Nelson Refinery (NR). Indices de costo de construcción.

Se aplica principalmente a la construcción de refinerías de petróleo. Sus valores se informan en The Oil and Gas Journal.

- The Chemical Engineering (CE). Índice de costo de plantas.

Es el más usado y el de mayores ventajas. Primero se basa en equipo y mano de obra empleada típicamente en construcción de Plantas Químicas, Segundo se consideran las mejoras de productividad dentro de la fabricación y la industria de la construcción, Tercero se incluyen costos de ingeniería así como los de materiales, manufactura e instalación. Sus valores se publican en el The Chemical Engineering en la sección "Economic Indicators".

## **2.2. Métodos intermedios.**

En general se puede establecer que las técnicas que se utilizan para elaborar este tipo de estimados consisten básicamente en lo siguiente:

- 1) Obtención de los costos estimados de los equipos principales o sea los mostrados en la lista de equipo. Estos costos se obtendrán mediante cualquiera de los siguientes métodos:
  - Datos publicados en la literatura (gráficas, tablas, nomogramas, etc.) Debidamente actualizados mediante los índices de costos correspondientes.
  - Datos existentes de capacidades diferentes ajustados los costos mediante el método exponencial y debidamente actualizados mediante los índices de costos correspondientes.
  - Obtención de cotizaciones directas de proveedores de los equipos.
- 2) Utilización de factores que permiten determinar el costo estimado de la planta en función del costo de los equipos principales. A continuación se describen con más detalle algunos de los métodos más comúnmente utilizados que siguen la técnica antes descrita.

### 2.2.1. Método de Lang. <sup>(8,9,10)</sup>

Método con el cual se estiman los costos de plantas de proceso y su calculo es como sigue:

- 1) Estimar el costo del equipo de proceso entregado en el lugar de construcción, llamado costo A.
- 2) Multiplicar A por 1.43, para dar el coste del equipo instalado incluyendo cimientos, soportes, venteos, aislantes. Llamado este resultado B
- 3) Multiplicar B por los siguientes factores dependiendo del tipo de proceso.
  - 1.10 para proceso de sólidos.
  - 1.25 para proceso de sólido-fluido.
  - 1.60 para proceso de fluidos.Esto daría el costo de instalación del equipo y tubería, llamado C
- 4) Multiplicar C por 1.5 para obtener los costos de construcción de la planta.
- 5) Multiplicar el total de costos de construcción para obtener los gastos generales. (contingencias, construcciones temporales, gastos de ingeniería y honorarios del contratista).
  - 31% para proceso de sólidos.
  - 35% para proceso de sólido-fluido.
  - 33% para proceso de fluidos.

La suma de el total de construcción y el total de gastos es el costo total de la planta.

Los factores dados pueden ser combinados dentro de un factor total para obtener el costo directamente, en la práctica de hecho así se hace, a partir del costo del equipo de proceso.

Combinando los factores, el costo de los distintos tipos de plantas se obtiene como sigue:

- Para plantas de proceso de sólidos  $C = 3.1 * C_{eq}$
- Para plantas de proceso sólido-fluido  $C = 3.63 * C_{eq}$
- Para plantas de proceso de fluidos  $C = 4.74 * C_{eq}$

Donde:

C = Inversión fija de la planta de proceso.

$C_{eq}$  = Costo del equipo principal.

No obstante es útil conocer de donde vienen estos factores totales, para saber cuales son las partidas que consideran y cuales no, para en un momento dado poder corregirlos.

### 2.2.2. Método del porcentaje en función del equipo principal. <sup>(11)</sup>

Este método para estimar la inversión fija requiere la determinación del coste del equipo principal. Los componentes adicionales de la inversión están basados en un porcentaje promedio del costo total directo de la planta, y del costo indirecto de la misma, o una inversión total de capital. La ecuación utilizada es la siguiente:

$$C = (E + E(f_1 + f_2 + \dots))F_1$$

Donde:

C = Costo de la planta.

E = Costo del equipo principal

$f_1, f_2$  = Factores multiplicativos para tubería, instrumentación, etc.

$F_1$  = Factor de costos indirectos mayor que uno.

Estos factores pueden ser determinados en base al tipo de proceso, complejidad del diseño, requerimientos del material de construcción, localización de la planta, experiencias pasadas y otros detalles que dependen de una unidad en particular. En promedio los valores de varios porcentajes para una planta química están dados en la tabla 2.4.

### 2.2.3. Factores de Cran. <sup>(1)</sup>

Introdujo determinaciones más aproximadas sobre estos estimados. El análisis para los diferentes tipos de equipos es más extenso realiza una distinción para los materiales de construcción y los costos indirectos. En este método que es una variación de los factores de Lang, el incremento de la aproximación es más considerable.

$$C = (\sum E * F_d + I * f_c)(1 + F_i)$$

Donde:

C = Inversión fija de la planta.

E = Costo del equipo principal.

$F_d$  = Factor de costo directo que varia con el tipo de equipo y material de construcción

(tabla 2.4)

I = Suma de los costos de los instrumentos.

$f_c$  = Factor de costo directo para instrumentos (tabla 2.5)

$F_o$  = Factor de costos indirectos.

Tabla 2.4. Relación de factores para estimar la inversión, fija basada en el costo del equipo.			
Los valores presentados son aplicables para la adición de plantas de proceso mayores al sitio existente, donde el terreno es disponible a través de la compra o se tiene la propiedad. Los valores están basados en la inversión fija en un rango de \$ 1000000 a \$ 10000000 (1979)			
Costos Directos	Sólidos*	Sólido-fluido*	Fluido*
• Equipo comprado y entregado (incluye equipo fabricado y maquinaria de proceso).	100	100	100
• Instalación de Equipo	45	39	47
• Instrumentación y control. (instalación)	9	13	18
• Tubería. (instalación)	16	31	66
• Eléctrico. (instalación)	10	10	11
• Construcción. (incluyendo servicios)	25	29	18
• Mejoramiento de patios	13	10	10
• Servicios. (instalación)	40	55	70
• Terreno (si su compra es requerida)	6	6	6
Total de costos directos	264	293	346
Costos Indirectos			
• Ingeniería y supervisión.	33	32	33
• Gastos de construcción.	39	34	41
Total de costos	336	359	420
• Honorarios del contratista. ( $\pm$ 5% del total de los costos)	17	18	21
• Contingencias. (+ 10% del total de los costos)	34	36	42
Inversión de capital fijo	387	413	483
• Capital de trabajo.	68	74	86
Total de la inversión fija.	455	487	569

\* % de costo de equipo adquirido para una planta de proceso

Tabla 2.5 Valores del factor "R" para Equipo de Proceso.	
Equipo.	Factor.
• Mezcladoras	2.0
• Ventilador. (Incluye motor)	2.5
• Compresores.	
Centrifugo. Accionado por motor.	2.0
Por turbina de vapor (incluye la turbina)	2.0
Reciprocante: Vapor, gas y motor.	2.3
• Centrifugas.	2.0
• Eyectores.	2.5
• Hornos.	2.0
• Intercambiadores de calor.	4.8
• Instrumentos.	4.1
• Motores eléctricos.	8.5
• Bombas	
Centrifuga. Accionada por motor.	7.0
Por turbina de vapor. (incluye la turbina)	6.5
Desplazamiento positivo.	5.0
• Reactores.	2.5
• Tanques.	
Proceso.	4.1
Almacenamiento.	3.5
Fabricado y armado en campo.	2.0
• Columnas de Destilación.	4.0

#### 2.2.4. Método de Chilton. <sup>(12)</sup>

Utilizando estos métodos, se deben realizar algunas decisiones debido a que los factores están dados como rangos, que están incorporados como se muestra en la siguiente ecuación:

$$C = \varnothing_1 \varnothing_2 \varnothing_3 \Sigma C_{eq}$$

Chilton usa el costo del equipo  $\Sigma C_{eq}$ , el factor  $\varnothing_1$  es usado para hacer la conversión del costo del equipo a costo del equipo instalado y puede ser tomado como 1.45 para proceso de sólidos, 1.39 para mezclas de sólidos y fluidos, y 1.47 para proceso de fluidos. Los factores  $\varnothing_2$  y  $\varnothing_3$  son evaluados como:

$$\varnothing_2 = 1 + f_1 + f_2 + f_3 + f_4 + f_5$$

$$\varnothing_3 = 1 + f_6 + f_7 + f_8$$

Donde los valores de  $f_i$  están dados en la tabla 2.6.

f <sub>1</sub> Tubería de proceso		f <sub>5</sub> Líneas fuera de proceso.	
Rango	Condición	Rango	Condición
0.07 a 0.10	Sólidos.	0.00 a 0.05	Planta existente.
0.10 a 0.30	Sólidos-fluido.	0.05 a 0.15	Unidades de separación.
0.30 a 0.60	Fluido	0.15 a 0.25	Unidades destilación.
f <sub>2</sub> Instrumentación.		f <sub>6</sub> Construcción e ingeniería.	
Rango	Condición	Rango	Condición
0.02 a 0.05	Poca	0.20 a 0.35	Proceso continuo.
0.05 a 0.10	Mediana	0.35 a 0.50	Planta compleja.
0.10 a 0.15	Compleja.		
f <sub>3</sub> Construcciones.		f <sub>7</sub> Tamaño.	
Rango	Condición	Rango	Condición
0.05 a 0.20	Unidades exteriores.	0.00 a 0.05	Grande.
0.20 a 0.60	Unidades interiores-exteriores.	0.05 a 0.15	Pequeña.
0.60 a 1.00	Unidades interiores.	0.15 a 0.35	Experimental
f <sub>4</sub> Servicios.		f <sub>8</sub> Contingencias.	
Rango	Condición	Rango	Condición
0.00 a 0.05	Menores	0.10 a 0.20	Proceso fijo.
0.05 a 0.25	Mayores	0.20 a 0.30	Sujeto a cambio.
0.25 a 1.00	Nuevo sitio.	0.30 a 0.50	Proceso tentativo.

### 2.2.5. Método de Rudd y Watson. <sup>(11)</sup>

En este método la inversión fija es estimada en función de equipo de proceso el método puede ser expresado como:

$$C = Ceq(\varnothing_1\varnothing_2\varnothing_3 \dots \varnothing_n)$$

En donde las  $\varnothing$ 's son los factores de los diferentes detalles del proyecto tales como los de la tabla 2.6 notar que este método propone multiplicar los factores mientras que en el método de Chilton primero se suman y después se multiplican.

Para hacer uso de la tabla 2.6.  $\varnothing$ 's = f's

### 2.2.6. Método de Hirsch y Glazier. <sup>(13)</sup>

Hirsch y Glazier, ha introducido un método basado en una descomposición de los factores de Lang, excluyendo los costos indirectos tales como, honorarios del contratista y contingencias ellos desarrollaron la siguiente ecuación:

$$I = E ( A ( 1 + F_L + F_P + F_M ) + B + C )$$

Donde:

I = Inversión fija.

A = Costo total del equipo en acero al carbón.

B = Costo de instalación de equipo en campo.

C = Incremento en el costo por el uso de aleación.

E = Factor de indirectos por ingeniería, supervisión y contingencias, normalmente toma un valor de 1.4.

$F_L$  = Factor de costos por mano de obra.

$F_M$  = Factor de costos por miscelánea.

$F_P$  = Factor de costos por tubería.

Los factores  $F_L$ ,  $F_P$  y  $F_M$  están definidos por las ecuaciones:

$$\text{Log } F_L = 0.653 - 0.15 * \text{Log } A_o - 0.992 * e/A + 0.506 * f/A$$

$$\text{Log } F_P = -0.266 - 0.014 * \text{Log } A_o - 0.156 * e/A + 0.556 * P/A$$

$$F_P = 0.344 + 0.033 * \text{Log } A_o + 1.194 * T/A$$

Donde:

$$A_o = A/1000$$

e = Costo total de intercambiadores de calor en acero al carbón.

f = Costo total de recipientes armados en campo, considerando acero al carbón. Ordinariamente todos los recipientes mayores a 12 pies de diámetro son fabricados en campo.

P = Costo de bombas en acero al carbón incluyendo el motor.

T = Costo total de columnas sin considerar internos y en acero al carbón.

### 2.2.7. Método de Stallworthy. <sup>(14)</sup>

Stallworthy propuso la siguiente ecuación para calcular la inversión fija en límites de batería:

$$I = 0.0075/A * \Sigma( N * F_M * F_P * F_T * R)_i$$

Donde:

I = Inversión Fija.

R = Razón del flujo del producto i y el flujo del producto primario.

N = Número de unidades funcionales usadas por el producto i.

F<sub>M</sub> = Factor relacionado al tipo de material de construcción.

F<sub>P</sub> = Factor relacionado a la presión de operación.

F<sub>T</sub> = Factor relacionado a la temperatura de operación.

A = 0.62E-5 \* V<sup>-0.65</sup>; V = Capacidad toneladas métricas/año.

Debido a lo difícil que resulta la caracterización de las unidades funcionales y el determinar su número, este método carece de:

- 1.- La definición del coeficiente A, el cuál es calculado.
- 2.- El cálculo de la razón R, conocida como balance de masa alrededor de la planta.

### 2.2.8. Método de Wilson. <sup>(15)</sup>

El método de Wilson considera los trabajos hechos por Stallworthy y la adaptación del factor de Lang realizada por Miller.

La determinación de la inversión fija en límites de batería es:

$$I = f \cdot N(AUC) F_M F_P F_T$$

Donde:

I = Inversión fija.

f = Factor de inversión obtenido de la gráfica 2.3., como función de AUC y que depende de la naturaleza de los productos, si es fluidos, sólidos o mezclas.

AUC = Costo promedio de equipo principal, expresado en libras esterlinas, en función de la razón de flujo promedio V en ton/año para el equipo, esta dada por:

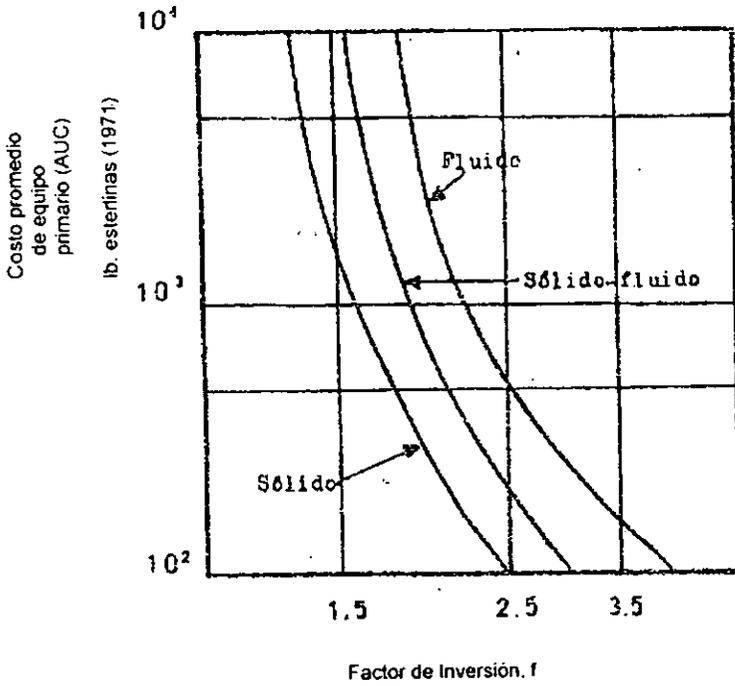
$$AUC = 21 \cdot V^{0.675}$$

F<sub>M</sub> = Factor de corrección por material de construcción, tabla 2.7.

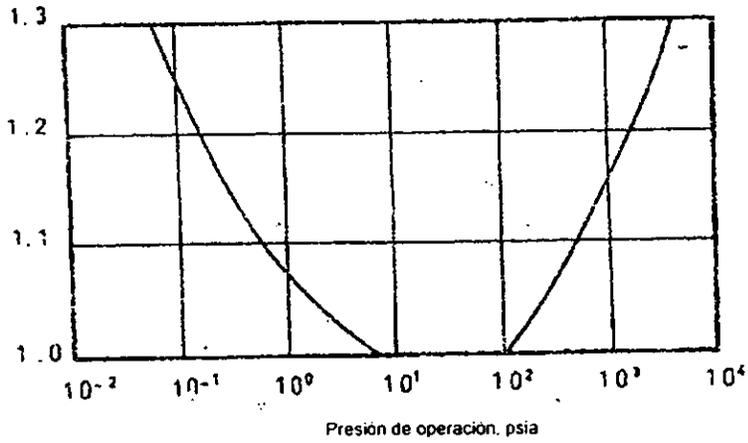
F<sub>P</sub> = Factor de corrección de presión expresada en psia y obtenido de la gráfica 2.4.

F<sub>T</sub> = Factor de corrección de temperatura expresado en °C y obtenido de la figura gráfica 2.5.

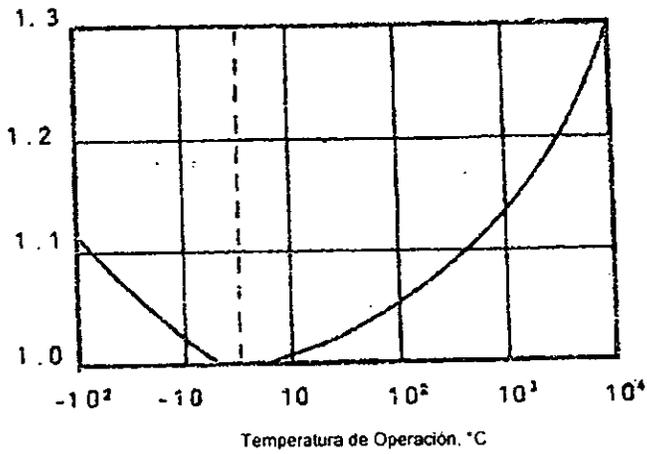
Cuando las condiciones de operación se modifican notablemente de una pieza de equipo principal a otra, o el material de construcción es diferente los factores F<sub>M</sub>, F<sub>P</sub> y F<sub>T</sub> deberán tomar valores promedio.



Gráfica 2.3 RELACIÓN DE COSTO PROMEDIO DEL QUIPO PRINCIPAL PARA LA INVERSIÓN FIJA EN LIMITE DE BATERÍA.



Gráfica 2.4. RELACIÓN DE PRESIÓN PARA LA INVERSIÓN FIJA EN LÍMITES DE BATERÍA



Gráfica 2.5. RELACIÓN DE TEMPERATURA PARA LA INVERSIÓN FIJA EN LÍMITES DE BATERÍA

Tabla 2.7 Factores de costo de materiales de construcción con respecto a Acero al Carbón.

Material.	factor F <sub>m</sub>
• Acero dulce	1.00
• Bronce	1.05
• Acero de alta temperatura.	1.07
• Acero al carbón-molibdeno	1.06
• Aluminio	1.08
• Acero de aleación pobre.	1.28
• Acero inoxidable.	1.41
• Acero de aleación alta.	1.50
• Hastelloy C	1.54
• Monel	1.65
• Niquel	1.71
• Titanio	2.00
• Worthite	1.41
• Niquel-inconel	1.71

### 2.2.9. Método de Allen. <sup>(16)</sup>

En este método Allen emplea los parámetros calculados por Wilson permitiendo determinar la inversión con exactitud de -20 a +25%. Aplica sólo a plantas que manejan fluidos.

Su principio consiste en determinar el costo del equipo (DEC) lo más exacto posible.

El DEC varía entre un 15 y un 30% de la inversión y se calcula como:

$$DEC = N(SF)(BIC)$$

Donde:

N = Número de piezas de equipo principal, incluyendo bombas.

SF = Factor, relaciona las condiciones de operación y el material de construcción, dado por:

$$SF = F_T F_P F_M$$

$F_T$  y  $F_P$  son las condiciones máximas de temperatura y presión y  $F_M$  es un promedio del material de construcción. Los tres factores son determinados de las gráficas 2.4. y 2.5. y de la tabla 2.7

BIC = Costo básico, como función del producto (TP) y calculado como:

$$\text{BIC}/(\text{BIC})_0 = (\text{TP}/(\text{TP})_0)^{\text{EXP}}$$

Donde:

BIC = dólares de 1972.

TP = Rendimiento por unidad  $\text{Lb}_m/\text{año}$

$(\text{BIC})_0 = \$7000$  en Junio de 1972.

$(\text{TP})_0 = 2.5$  millones de  $\text{Lb}_m/\text{año}$

exp = Exponente característico del tipo de unidad.

### 2.2.10. Método de Miller. <sup>(17)</sup>

El método de Miller Consiste en determinar el costo unitario promedio del equipo, el cual se obtiene de dividir el costo total del equipo de proceso entre el número de equipos. El costo unitario promedio es característico de la complejidad y tamaño de la planta.

El estudio que propone Miller abarca un rango de plantas dentro de ellas están: Etileno, fertilizantes, cloro-caustico, polietileno y TNT. Los resultados de los factores están contenidos en la tabla 2.8.

Cada columna representa un valor del costo unitario del equipo de proceso y todos los factores dan un límite alto y un límite bajo. Miller considera cuatro áreas que integran la inversión y estas son:

- 1.- Límite de batería (B/L)
- 2.- Almacenamiento y manejo (S/H)
- 3.- Servicios auxiliares (U)
- 4.- Servicios (S)

El procedimiento es el siguiente:

- 1.- Estimar el costo del equipo de proceso.
- 2.- Estimar almacenamiento y manejo por función del costo de límite de batería.
- 3.- Estimar servicios auxiliares como función de límite de batería.
- 4.- Estimar servicios como una función de ( B/L + S&H + U )

Estimado el límite de batería, el equipo de proceso es llamado "Equipo básico" para este método, y es definido como el costo de todos los equipos de proceso. No incluye cimentación o soportes de estructuras, aislamiento, pintura o instalación.

Para propósitos prácticos :

Equipo básico = Equipo principal + equipo diverso

Donde:

Equipo principal = Representa todos los equipos indicados en el diagrama de flujo, incluyendo bombas.

Equipo diverso = Representa el menor equipo que no se incluye en el diagrama de flujo, pero forma parte del equipo de proceso.

El costo de estos dos, delimita el sitio y representa el costo del equipo básico que es la base del sistema de estimación de factores. El costo unitario promedio del equipo es basado en el equipo principal y no incluye equipo diverso. Esto es, el equipo básico representa el 100% cuando aplican factores. Este método propone que el costo del equipo principal este en dólares constantes y selecciona el año de 1958 como año base.

Definiendo las cuatro áreas se tiene:

#### Límite de Batería (B/L)

Esta área representa todo el proceso de operación. Puede ser definido como la frontera que encierra una planta o unidad de proceso, así como, incluir directorio de servicios auxiliares que consideran la conversión de la materia prima al producto terminado. Esto aplica a todos los edificios equipo, tubería, instrumentación, etc., lo cual implica específicamente el proceso de la operación de manufactura. Incluye una porción de aire comprimido, electricidad, refrigeración, vapor, agua, protección contra incendios, efluentes y sistemas de aire acondicionado. Esto está dentro del área de proceso, pero no incluye líneas exteriores.

## Almacenamiento y Manejo (S&H)

Consiste de todos los almacenes, tanques de almacenamiento, carga y descarga, manejo de servicios que requiere la materia prima y el producto terminado asociado directamente con el producto existente. Esto incluye las líneas de tubería necesaria para el punto de almacenamiento y manejo de materia prima de servicios.

## Servicios Auxiliares (U)

Consiste en producción de energía y distribución para el límite de batería, así como a otros edificios. Aire de planta, se localiza fuera de límite de batería y líneas exteriores, energía eléctrica suministrada por una subestación, luz de patio, cercas, sistemas de refrigeración si se localiza fuera de límites de batería, líneas de refrigeración exteriores, vapor por planta y líneas de vapor exteriores, agua de proceso, cuarto de bombeo, torre de enfriamiento y líneas de agua exteriores, drenajes y alcantarillados, incluyendo sistemas de tratamiento, almacenamiento y manejo de servicios para materia prima utilizada en la producción de servicios auxiliares.

## Servicios (S)

Representa todos los servicios fuera de la unidad de operación. Incluye oficinas, laboratorios, tiendas, cafetería, vestidores, caminos, vías, sistemas de comunicación, etc. Las últimas tres áreas son frecuentemente referidos como una planta química auxiliar o servicios fuera del sitio.

Las tablas 2.9, 2.10 y 2.11 representan los factores para dichas áreas. Los factores del límite bajo aplican cuando el costo del equipo básico es bajo y cuando es alto aplican los factores de límite alto.

2.8. Relación de Factores para Estimar los Costos en Límites de Batería<sup>(10)</sup>.

		Porcentaje de Costo de Equipo (MPI) en dólares de 1958									
		Menor de \$3000	3000 a 5000	5000 a 7000	7000 a 10000	10000 a 13000	13000 a 17000	17000 a 100000	Arriba de 17000		
Equipo base	Equipo de proceso(MPI) Equipo de miscelánea(MUE) Equipo base = MPI + MUE	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100
Fabricación en campo del equipo base	Alto porcentaje de equipo involucrado en el trabajo de campo. Promedio Con un alto porcentaje de material contra la corrosión.	23/18 18/13 13/8	21/17 17/12 12/7	20/16 16/11 11/6	19/15 15/10 10/6	18/14 14/9 9/5	17/14 14/9 9/5	17/14 14/9 9/5	17/14 14/9 9/5	17/14 14/9 9/5	16/13 13/8 8/5
Cimentación, estructuras y soportes del equipo.	Alto. Promedio: equipo fabricado con acero dulce. Promedio: equipo fabricado con alguna aleación. Bajo.	7/3 5/0	8/3 4/0	9/3 3/0	8/3 3/0	7/3 2/0	7/3 2/0	7/3 2/0	7/3 2/0	6/2 2/0	5/2 1/0
Tubería.	Alto: petroquímicos, gases y líquidos. Promedio: plantas electroquímicas, líquidos. Líquidos y sólidos. Bajo: sólidos.	105/65 65/33 33/13 13/5	90/58 58/27 27/10 10/4	80/48 48/22 22/8 8/3	70/40 40/16 16/6 6/2	58/34 34/12 12/5 5/1	50/30 30/10 10/4 4/0	50/30 30/10 10/4 4/0	50/30 30/10 10/4 4/0	50/30 30/10 10/4 4/0	42/25 25/9 9/3 3/0
Aislamiento de equipo base.	Muy alto: equipo de acero dulce. Alto: plantas petroquímicas. Promedio: plantas químicas. Bajo.	13/10 10/8 9/3 4/0	12/9 9/6 7/3 3/0	10/7 8/5 6/2 2/0	9/6 8/4 5/2 2/0	8/5 7/4 4/1 2/0	8/5 7/5 3/1 1/0	8/5 7/5 3/1 1/0	8/5 7/5 3/1 1/0	8/5 7/5 3/1 1/0	6/4 5/3 2/1 1/0
Aislamiento de tubería.	Muy alto: tubería de acero dulce. Alto: plantas petroquímicas. Promedio: plantas químicas. Bajo.	22/16 18/14 16/12 14/8	19/13 15/12 14/10 12/6	16/11 13/10 12/8 10/5	14/9 11/8 10/6 8/4	12/7 9/6 8/4 6/3	9/5 7/4 6/2 4/2	9/5 7/4 6/2 4/2	9/5 7/4 6/2 4/2	9/5 7/4 6/2 4/2	6/4 5/3 4/2 2/1
Eléctrico	Plantas electrolíticas. Plantas con equipo de acero al carbón, sólidos. Plantas con equipo de aleación, plantas químicas y petroquímicas.	26/17 18/10	35/42 23/15	50/38 20/13	45/33 17/10	40/30 14/9	35/26 12/7	35/26 12/7	35/26 12/7	35/26 12/7	10/6 6/3
Instrumentación	Compleja Mediana Baja		58/31 32/13 21/9	46/24 26/10 17/7	37/18 20/7 13/5	29/13 15/5 10/3	23/10 11/3 7/2	23/10 11/3 7/2	23/10 11/3 7/2	23/10 11/3 7/2	18/7 8/2 5/1

Tabla 2.8. Relación de Factores para Estimar los Costos en Límites de Batería. (Continuación)

Miscelánea				
Incluye preparación del lugar, pintura, entre otros				
	Rango para todos los valores de equipo básico de 6 a 1%			
	Estos factores no están relacionados con el costo del equipo base.			
Edificios de servicios	alto	normal	bajo	
Compresores	4	1.5	5	
Eléctrico	18	9.0	5	
Vestidores	10	6.0	3	
Bombas	20	12.0	3	
Calderas	25	16.0	8	
Ventilación normal	18	8.0	0	
aire acondicionado	45	35.0	25	
Promedio	85	55.0	20	

Tabla 2.8. Relación de Factores para Estimar los Costos en Límites de Batería. Edificios, Arquitectura y Estructuras. (Continuación)

Evaluación del Edificio.	Alta	Mediana	baja	Evaluación
Clase	4	2	0	
Costos muy altos de Equipo		Materiales de aleación	Material acero al carbón.	
Tipo de Equipo	-3	-2	0	
Presión de Operación	Muy alta	Intermedia	Atmosférica	
	-2	-1	0	
Total.....				

2.8. Relación de Factores para Estimar los Costos en Límites de Batería<sup>161</sup>

Orden del edificio.	Porcentaje de Costo de Equipo (MPT) en dólares de 1958									
	Menor de \$3000	3000 a 5000	5000 a 7000	7000 a 10000	10000 a 13000	13000 a 17000	17000 a 20000	20000 a 25000	25000 a 30000	Arriba de 17000
Más de un edificio de proceso.	92/68	82/61	74/76	67/49	59/44	52/39	46/33	41/26	36/21	23/15
+ 2	72/49	62/43	56/38	51/33	45/29	41/26	36/21	31/18	27/18	23/15
+ 1 a -1	50/37	44/33	40/29	35/25	30/21	27/18	23/15	19/14	17/14	14/2
-2										
Planta con un menor número de construcciones.	37/16	32/13	28/11	24/8	20/6	17/4	14/2			

Tabla 2.9. Costos de Almacenes en Porcentaje del Costo en Límites de Batería<sup>161</sup>

	% de Costo en L/B	
	Planta Nueva	Planta en Expansión
Bajo: Almacenes Pequeños	2	0
Promedio:	15-25	2-6
Alto: Tanques de Almacenamiento y Almacenes Grandes.	70	20

	Rango %
Servicios de Edificios	3-10
Arquitectura y Estructuras.	2-7
Servicios Mecánicos.	0.5-4
Sistemas de Comprensión de Aire.	0.1-4
Sistema Eléctrico.	1.5-6
Sub-Estación.	0.5-3.5
Distribución.	0.5-3
Alumbrado.	0.1-1.5
Sistema de Gas.	0-0.6
Alcantarillas y Sistema de Drenaje.	1.3-3.5
Sistema de Vapor.	1.5-11
Generación.	1-8
Distribución.	0.5-3
Sistema de Agua.	1-10
Cuarto de Bombeo.	1-9
Torre de Enfriamiento.	0.5-3
Distribución.	0.1-3
Tratamiento de Agua.	0.2-1.5
Miscelanea	0.5-3

	Rango %					
	Planta Nueva			Planta en Expansión.		
	Bajo	Normal	Alto	Bajo	Normal	Alto
Oficinas Administrativas.					1-5	
Laboratorios.					0-2.8	
Tiendas					1-8	
Cafeteria					0-2.2	
Cuarto de control.					0-2.2	
Vestidores.					0-1	
Talleres.					0.5-4.5	
Miscelanea.					0.5-2	
Promedio.	5	10-16	20	0	2-6	15

### **2.2.11. Método de Guthrie. <sup>(17)</sup>**

Guthrie distingue dos tipos de costos, directos e indirectos. El método consta de seis módulos que forman la inversión fija, cinco los relaciona a costos directos y el sexto con costos indirectos. Los módulos son:

- 1.- Módulo de Proceso.
- 2.- Módulo de Indirectos.
- 3.- Módulo de Manejo de Sólidos.
4. Módulo de desarrollo del sitio.
5. Módulo de edificios industriales.
- 6.- Módulo de Servicios.

### **2.3. Método Definitivo.**

Este tipo estimado se basa en datos e información casi completos faltan únicamente por determinar algunos detalles de dibujos y especificaciones.

Estos estimados se usan para solicitud de presupuesto o para establecer el precio de un contrato; para establecer el formato para los reportes de costos finales, para ayuda en la contabilidad, dar información sobre los costos reales, para utilizarse en estimados futuros y para obtención de financiamiento de proyectos.

En esta etapa sólo resta la prueba y el arranque de la planta en conjunto.

## Capitulo 3

## Método Modular

Actualmente el estimado de plantas por factores, en su estado presente de desarrollo es capaz de reunir los requerimientos de un estimado en el rango de exactitud de  $\pm 10\%$ . Esto es contrario a la opinión general que el costo por factores sólo es adecuado para estimados de orden de magnitud. Hay muchas razones para interesarse en los estimados por factores:

- 1.- Los estimados pueden hacerse rápidamente.
- 2.- Permiten hacer reconsideraciones de diseños en una etapa inicial si las indicaciones del costo total exceden lo permitido.
- 3.- Los estimados requieren menor número de horas-hombre.
- 4.- Permiten ajustes y dan una buena base para diferentes alternativas en un proyecto bajo consideración.
- 5.- Permiten checar estimados obtenidos por otros métodos.
- 6.- Cuando el alcance del trabajo es vago, sus porcentajes estadísticos producen una mayor exactitud que un estimado detallado hecho sobre muchas suposiciones.

### 3.0. Método del factor.

El método del factor usado a través del tiempo se a perfeccionado y modificado. Anteriormente el método estimado por factores dependía de la relación:

$$\text{Costo total} = f(x)$$

Donde  $x$ , era el costo total del equipo. El mejor ejemplo es el método de Lang (costo de una planta =  $\text{factor} \cdot \text{costo total del equipo}$ ). Donde un factor era usado dependiendo del tipo de planta, este tipo de estimado es el más conocido y menos confiable de este tipo de estimados.

Varias adaptaciones y modificaciones de esta teoría han sido presentados en años recientes, el método a sido desarrollado para separar el costo dentro de mayores

componentes tales como tubería, eléctrico, aislantes, etc. dando factores para cada componente.

El método más reciente es el "método modular" el cual aplica la misma teoría

(costo =  $f(x)$ ), pero en este caso  $x$ , es el costo de una sola pieza de equipo.

El método modular es mucho más preciso y exacto pero requiere más tiempo y datos. A un específico tipo de equipo se le atribuyen factores para calcular materiales, mano de obra y erección de los equipos.

El método es adecuado para la estimación de plantas de proceso en límites de batería. Las plantas de proceso, dentro de límites de batería tienen una típica mezcla y arreglo de equipos, que son impuestos por los requerimientos del proceso, los cuales establecen relaciones de costo generalizadas.

Para este trabajo el estimado de inversión total usara el "método modular" el cual se realizara de acuerdo a las tablas 3.1., 3.2. y 3.3

Equipo	Suministro (A)	Instalación (B)
Hornos.		
Calentadores a fuego directo.		
Intercambiadores de tubos y coraza.		
Intercambiadores de calor enfriados por aire.		
Recipientes verticales.		
Recipientes horizontales.		
Internos de torres.		
Bombas con accionador.		
Compresores.		
TOTAL		

Materiales	Suministro (C)	Instalación (D)
Tubería, válvulas y conexiones.		
Concreto.		
Acero.		
Eléctrico.		
Instrumentos.		
Aislamiento.		
Pintura.		
TOTAL DE MATERIALES		

Tabla 3.3 Partidas que integran la Inversión Fija	
Concepto	US Dlls
Equipo. (A)	
Materiales. (C)	
Construcción. (B+D)	
Indirectos de construcción. (32% (B+D))	
Ingeniería.	
Flete.	
Administración.	
Entrenamiento.	
Pruebas y arranque.	
Utilidad.	
Inversión total.	

La tabla 3.3 es un resumen de las partidas de mayor importancia en la inversión total; las tablas 3.1 y 3.3 están ligadas al resumen y dan los pormenores de los costos que más impactan el estimado total. (aproximadamente en un 70%).

La tabla 3.1 esta arreglada en dos columnas la primera (suministro) incluye el costo de los equipos, libre a bordo (fob.), es decir el costo del equipo embarcado y listo para ser transportado. La segunda columna (instalación) es el costo de erección y colocación del equipo en el lugar de construcción, se obtiene como un porcentaje del costo del equipo libre abordo y depende del tipo de equipo.

La tabla 3.2 igualmente se divide en 2 columna la primera (suministro) es el costo de los materiales (tubería, instrumentación, acero, concreto, eléctrico, aislamiento pintura) necesarios para poder conectar, controlar, fijar a sus plataformas, iluminar y aislar los equipos durante su funcionamiento, se obtiene como un porcentaje del equipo libre abordo y depende del tipo de equipo. La segunda columna (instalación) es el costo de la mano de obra requerida para instalar estos materiales, se obtiene como un porcentaje del costo de materiales y depende del tipo de material.

El costo de los equipos se obtendrá de 2 formas: *base acero al carbón* y *base real*, a los que además de aplicarles los factores para calcular los conceptos de materiales e instalación, también se le aplicaran factores para: indirectos de construcción, ingeniería, administración, pruebas y arranque, fletes, entrenamiento y utilidad; los cuales impactan el estimado total en aproximadamente 30%.

El costo del equipo en *base acero al carbón* es el costo de compra del equipo, en material de acero al carbón.

El costo del equipo en *base real* es el costo de compra del equipo respetando la aleación en la cual fueron construidos.(el costo del equipo en *base real* será mayor al costo del equipo en *base acero al carbón*)

Para el estimado del costo de equipo se seleccionaron, ciertas clases y/o tipos de equipos cuyo costo se podrá calcular en el programa. Las clases y/o tipos de equipos se seleccionaron de acuerdo a los siguiente:

1. Debido a que su costo impacta grandemente en el costo total de los equipos. (ej. hornos)
2. Son equipos de uso más común en las plantas. (ej. bombas)
3. Las operaciones que realizan se aplican a la gran mayoría de las plantas independientemente del proceso que lleva acabo. (ej. intercambiadores de calor)

## Características generales, clasificación y ecuaciones de costo de los equipos.

### 3.1. Hornos de proceso.

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 refineries se requieren hornos para manejar fluidos a temperaturas de hasta 15000°F(815.56°) y operaciones tan severas como temperaturas de 1100°F(593.33°C) a 1600 lb/in<sup>2</sup>g.

Estos hornos usan como combustible exclusivamente petróleo como el coque. En general, la eficiencia térmica de los hornos de las refineries 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. Los rangos de las eficiencias térmicas van de 65 a 70%. 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 llegan a los 5,000,000.00 de Btu/hr. En la figura 3.1 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 precaliente 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 1000 °F, se pasa a un gran número de tubos en la sección 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 3.1 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 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 3.2 muestra el tipo De Florez que tiene una sección circular y emplea tubos verticales. Todos los tubos radiantes están equidistantes del 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 3.3 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 solo servicio, mientras que la otra sección radiante se controla independientemente par efectuar otro servicio.

La figura 3.4 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 3.1.1 y 3.1.3.

La figura 3.5 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 3.6 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 "calentadores", 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 del 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 exprofeso o "cabezales" que por lo general son caros.

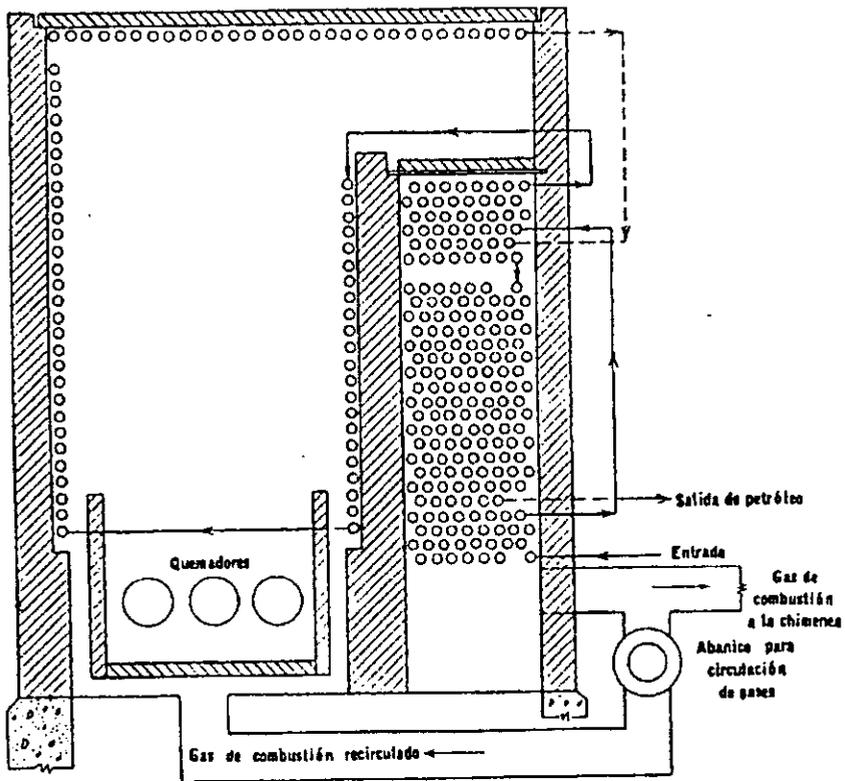


Fig. 3.1. Horno tipo caja. (Lobo and Evans, Transactions AICHE)

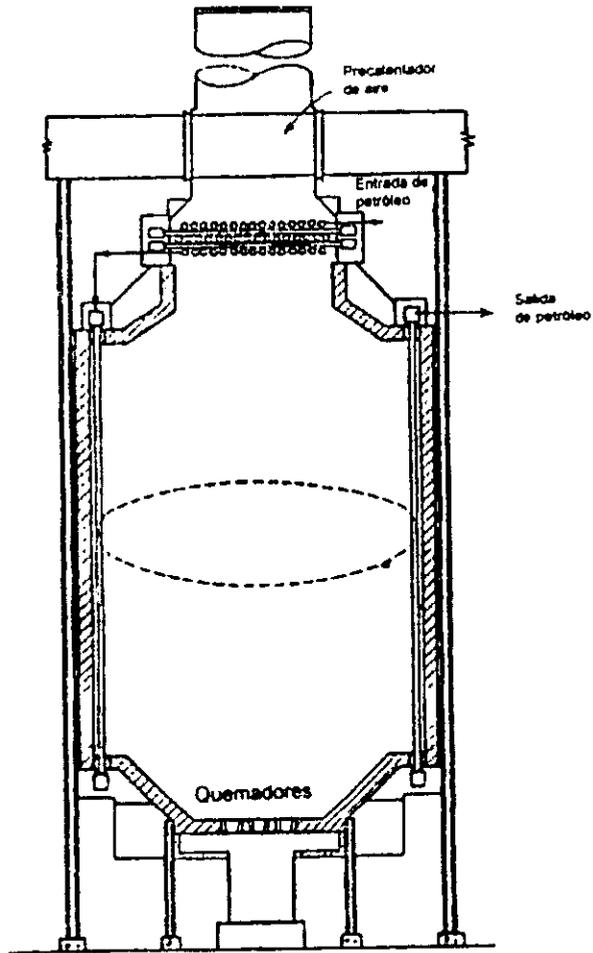


Fig. 3.2. Horno circular De Florez. (Lobo and Evans, Transactions AICHE)

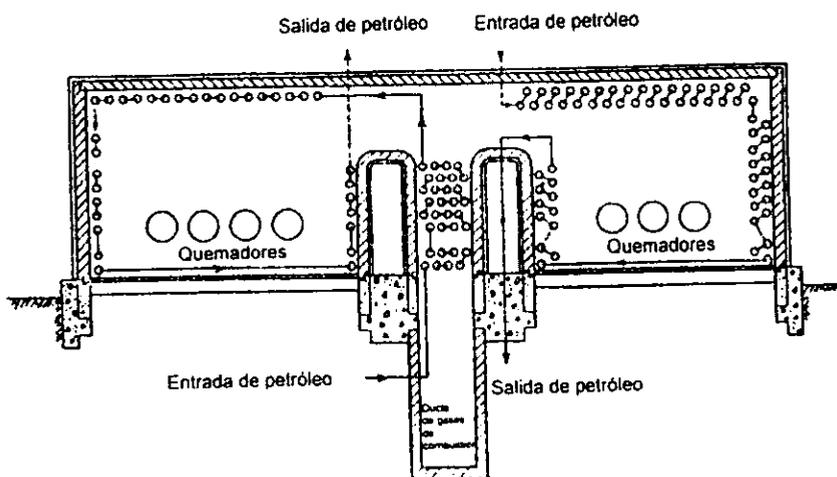


Fig. 3.3. Horno tipo caja de sección radiante doble. (Lobo and Evans, Transactions AIChE)

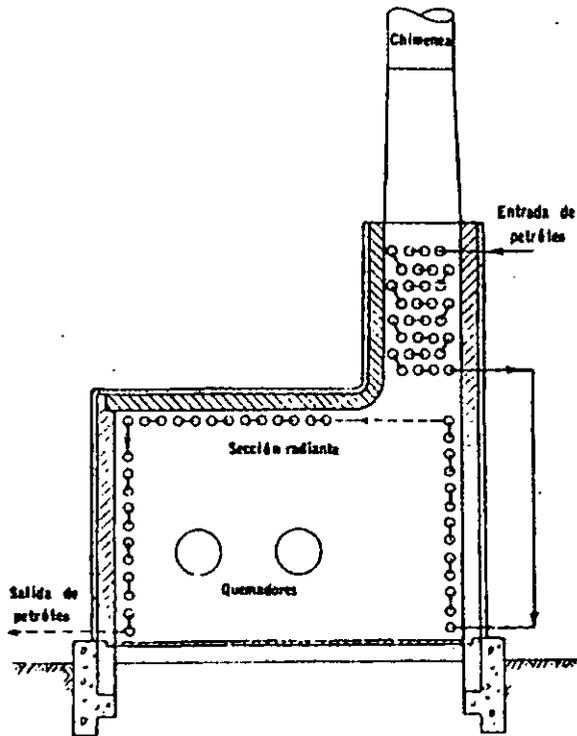


Fig. 3.4. Horno simple con banco de convecci6n superior. (M.W. Kellogg Co.)

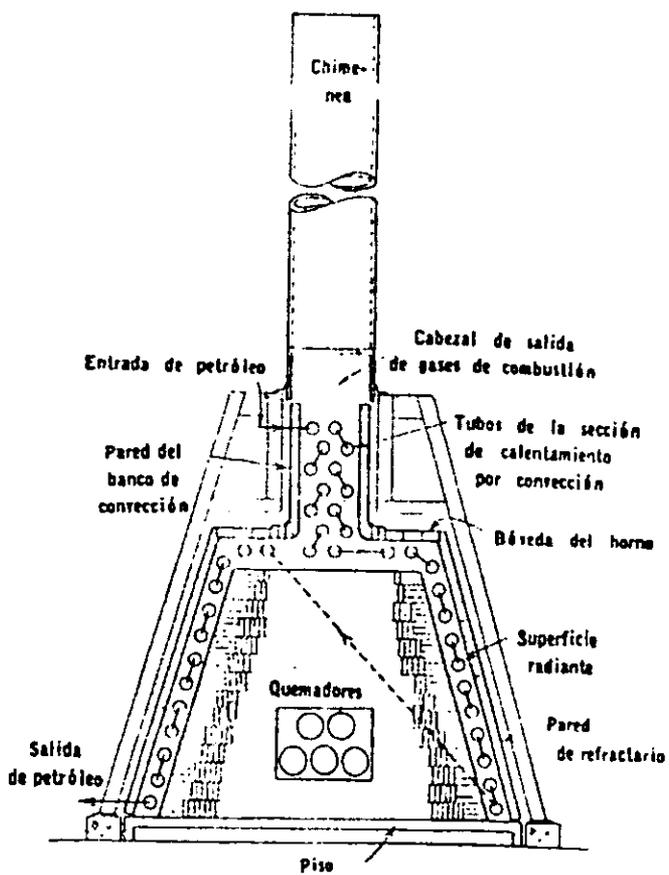


Fig. 3.5. Horno tipo 2 "A" para calentamiento de petróleo. (M.W. Kellogg Co.)

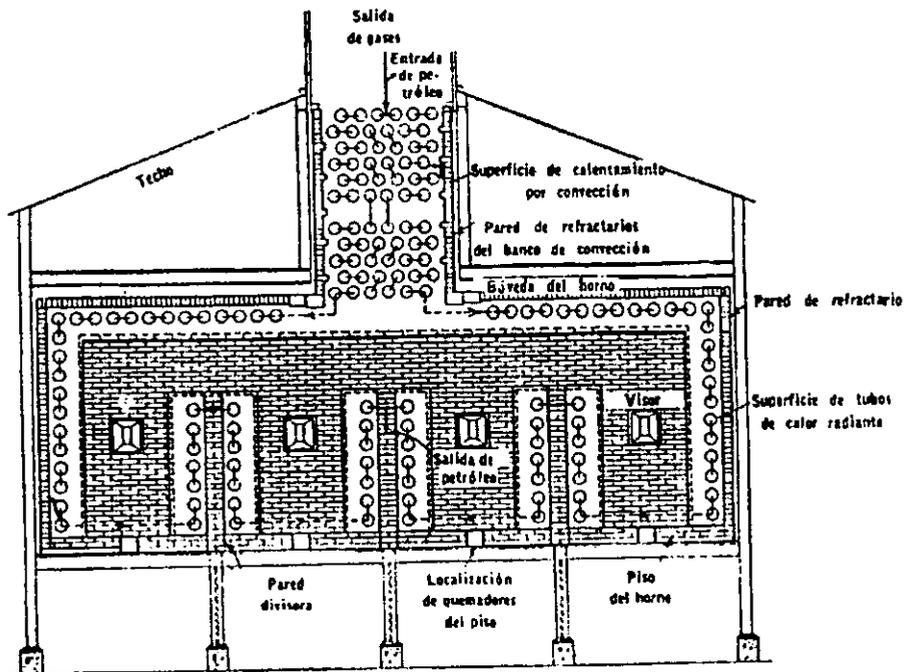


Fig. 3.6. Horno para calentamiento de petróleo con banco de convección superior provisto con secciones radiantes de encendido independiente. (M.W. Kellogg Co.)

### 3.1.1. Procedimiento de estimación de costo para Hornos de proceso. <sup>(17)</sup>

$$\text{Costo base} = 5826.933 * (\text{calor absorbido})^{0.8301}$$

El año base es 1968.

La ecuación esta basada en: Horno de proceso, construcción tipo caja o soporte tipo A, Tubos en acero al carbón, presión de diseño: 500 psi, armado en campo, incluye el costo, la instalación en campo completa, y los indirectos del contratista.

$$\text{Costo del equipo} = \text{Costo base} * (\text{Fd} + \text{Fm} + \text{Fp}) * \text{Indice} * \text{N}$$

Cuando el horno es de pirólisis o reformado, se tiene:

$$\text{Costo del equipo} = \text{Costo base} * (\text{Fd} + \text{Fp}) * \text{Indice} * \text{N}$$

Tipo de diseño Fd	
Proceso	1.00
Pirolisis	1.10
Reformado	1.35

Material de tubos Fm	
Acero al carbón	0.00
Cromo-molibdeno	0.35
Inoxidable	0.75

Presión de Diseño.	
Presión (Psi)	Fp
Menor de 500	0.00
1000	0.10
1500	0.15
2000	0.25
2500	0.40
3000	0.60

Parámetros de costo para estimación de costo de Hornos.		
Concepto	Clave	Unidad
Calor absorbido	Q	Btu/hr
Tipo de diseño	Fd	
Presión de diseño	Fp	Psi
Material de construcción	Fm	
Numero de equipos	N	

### **3.2. Calentadores a fuego directo.**

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. Las características más importantes de cada uno de los arreglos son las siguientes:

#### **3.2.1. Cilíndrico-verticales; todo radiante.(fig. 3.7)**

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 0.5 a 20 millones de BTU/hr.

#### **3.2.2. Cilíndrico-verticales; serpentín helicoidal. (fig. 3.8)**

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 de 0.5 a 20 millones de BTU/hr.

#### **3.2.3. Cilíndrico-verticales; con convección de flujo cruzado. (fig. 3.9)**

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 en 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 de las cargas de calentamiento es de 10 a 200 millones de BTU/hr.

#### **3.2.4. Caja de tubos horizontales calentados en el extremo. (fig 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 a 50 millones de btu/h.

#### **3.2.5. Caja de tubos horizontales calentados en el extremo con sección de convección montada lateralmente. (fig. 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 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 50 a 200 millones de BTU/h.

#### **3.2.6. Tubos horizontales, calentamiento doble. (fig. 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. Su intervalo de cargas de calor es de 20 a 50 millones de BTU/hr.

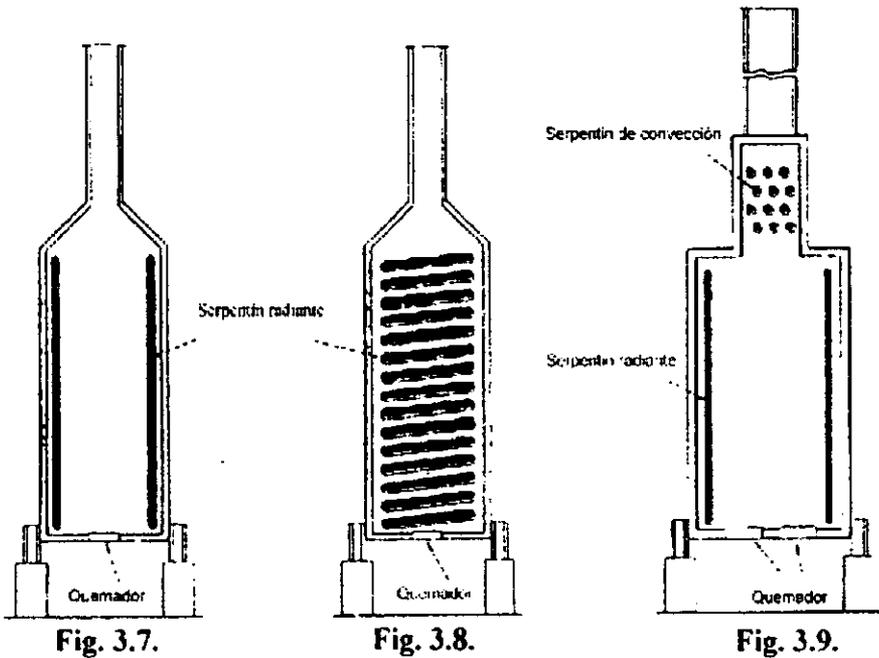


Fig. 3.7. Cilíndrico-Vertical, todo radiante.\*

Fig. 3.8. Cilíndrico-Vertical, serpentín helicoidal.\*

Fig. 3.9. Cilíndrico-Vertical, con sección de convección de flujo cruzado.\*

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

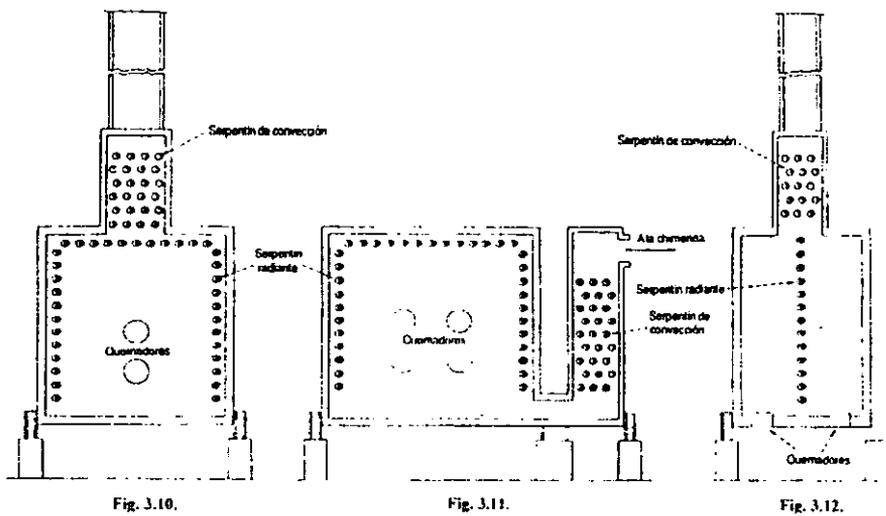


Fig. 3.10. Caja de tubos horizontales calentados en el extremo.\*\*

Fig. 3.11. Caja de tubos horizontales calentados en el extremo con sección de convección montada lateralmente.\*\*

Fig. 3.12. Tubos horizontales, hilera simple, calentamiento doble.\*\*

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

### 3.2.7. Procedimiento de estimación de costo para calentadores a fuego directo. <sup>(17)</sup>

$$\text{Costo base} = 5450 * (\text{calor absorbido})^{0.80}$$

El año base es 1968.

La ecuación esta basada en: Calentador de proceso, construcción cilíndrica, Tubos en acero al carbón, presión de diseño: 500 psi, incluye el costo, la instalación en campo completa, y los indirectos del contratista.

$$\text{Costo del equipo} = \text{Costo base} * (\text{Fd} + \text{Fm} + \text{Fp}) * \text{Indice} * \text{N}$$

Tipo de diseño Fd	
Cilíndrico	1.00
Dowtherm	1.33

Material de tubos Fm	
Acero al carbón	0.00
Cromo-molibdeno	0.45
Inoxidable	0.50

Presión de Diseño.	
Presión (Psi)	Fp
Menor de 500	0.00
1000	0.15
1500	0.20

Parámetros de costo para estimación de costo de Calentadores a fuego directo.		
Concepto	Clave	Unidad
Calor absorbido	Q	Btu/hr
Tipo de diseño	Fd	
Presión de diseño	Fp	Psi
Material de construcción	Fm	
Numero de equipos	N	

### 3.3. Cambiadores de calor de tubos y coraza.

Todo proceso químico requiere de la eliminación o adición de calor, para tal motivo, se utilizan los cambiadores de calor. Estos equipos no se caracterizan por un solo diseño ya

que esta función de una gran variedad de factores que sólo dependen de las necesidades de un proceso en particular.

En el mercado se fabrican tipos muy diversos cambiadores de calor los cuales van desde el tipo más simple como lo es el cambiador de doble tubo hasta el cambiador de coraza y tubos. El diseño de estos equipos se encuentra regido por los códigos ASME Sección VIII divisiones 1 y 2, y el TEMA en sus clases R, C y B. Los principales tipos de intercambiadores de calor se muestran en la figura 3.13. y sus características se resumen en la tabla 3.3.1.

### **3.3.1. 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 Standars se reproduce en los siguientes párrafos. Se recomienda que el tipo y el tamaño del Intercambiador de calor se designe mediante números y letras.

#### **Tamaño.**

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

#### **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 coraza, redondeado al entero más cercano.

#### **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.

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 3.3.1

### 3.3.2. 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 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.
- d) 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.
- e) 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.

### 3.3.4. 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<sup>(19)</sup>

- Congelador: Enfría 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.
- Condensador: Condensa un vapor o una mezcla de vapores, ya sea solos o en presencia de un gas no condensable.
- 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).
- 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.
- Enfriador: Enfría líquidos o gases por medio de agua.
- 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.
- Calentador: Aplica un calor sensible a un líquido o a un gas, mediante la condensación de vapor o Dowtherm.
- 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.
- Rehervidor de termo sifón: Se obtiene la circulación natural del medio en ebullición, al mantener una carga suficiente de líquido para asegurar la circulación.
- Rehervidor de circulación forzada: Se emplea una bomba para obligar al líquido a pasar por el rehervidor.
- 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.
- Sobre calentador: Calienta un vapor por encima de la temperatura de saturación.
- Vaporizador: Un calentador que vaporiza parte del líquido.
- 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.

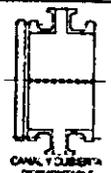
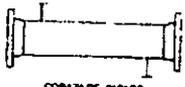
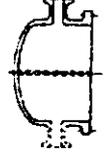
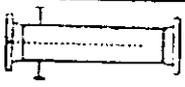
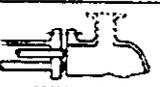
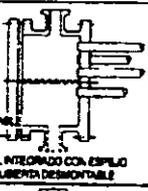
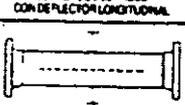
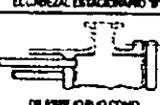
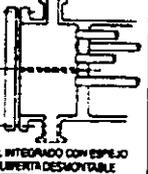
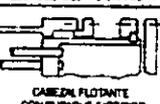
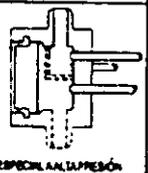
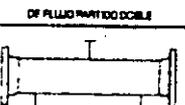
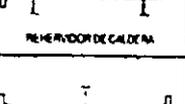
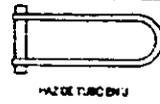
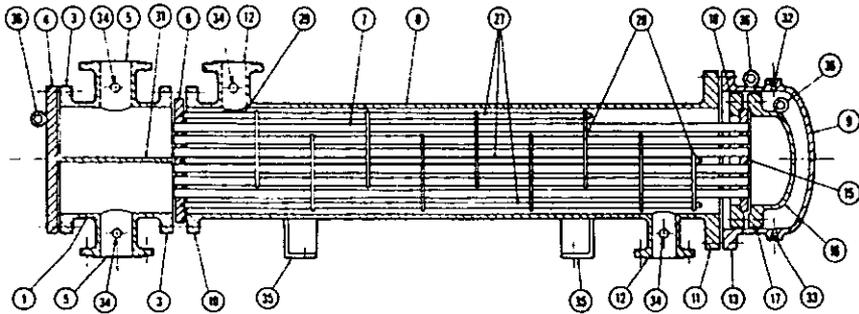
	TIPO DE CABEZAL ESTACIONARIO EXTREMO ANTERIOR		TIPO DE CORAZAS		TIPO DE CABEZALES EXTREMO POSTERIOR
A	 CANAL Y CUBIERTA DESMONTABLE	E	 CORAZA DE UN PASO	L	 DE ESPEJO FLUJO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO "A"
B	 CASQUETE (CUBIERTA INTEGRADA)	F	 CORAZA DE DOS PASOS CON DEFLECTOR LONGITUDINAL	M	 DE ESPEJO FLUJO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO "B"
C	 SOLO HAZ DE TUBOS DESMONTABLE CANAL INTEGRADO CON ESPEJO Y CUBIERTA DESMONTABLE	G	 DE FLUJO PARTIDO	N	 DE ESPEJO FLUJO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO "C"
N	 CANAL INTEGRADO CON ESPEJO Y CUBIERTA DESMONTABLE	H	 DE FLUJO PARTIDO MOVIBLE	P	 CABEZAL FLOTANTE CON BARRIOLE EXTERIOR
D	 CON HAZ ESPECIAL A LA PRESIÓN	J	 DE FLUJO DIVIDIDO	S	 CABEZAL FLOTANTE CON DISPOSITIVO DE APOYO
		K	 REHEVENDOR DE CALDERA	T	 CABEZAL FLOTANTE SIN CONTRABARRIOLE
		X	 FLUJO CRUZADO	U	 HAZ DE TUBOS EN U
				W	 ESPEJO FLOTANTE SELLADO EXTERIORMENTE

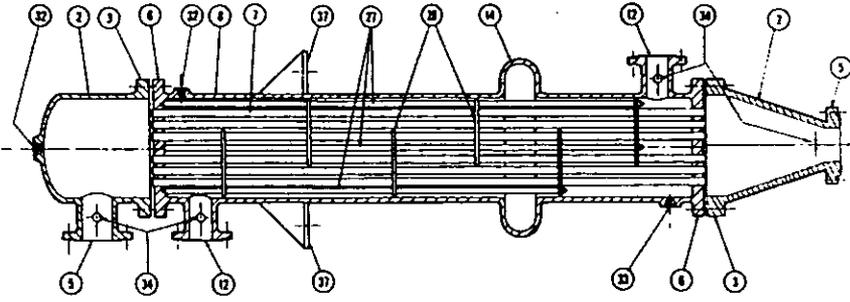
fig. 3.13. Designación de tipo TEMA para intercambiadores de calor de coraza y tubo.  
(Standards of Tubular Exchanger Association 6a Ed., 1978)



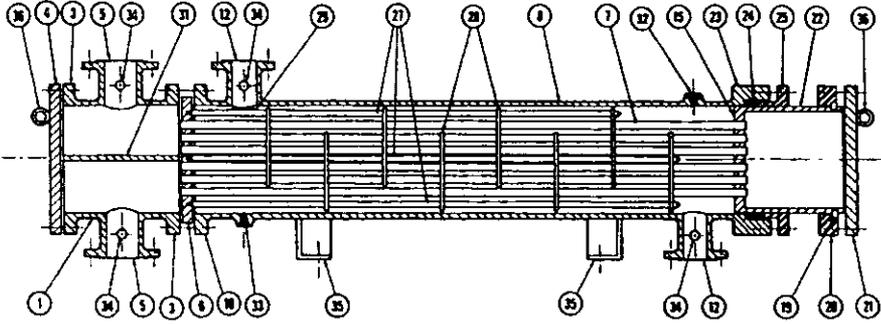
(A)

**Fig. 3.13.(continuación) Nomenclatura de componentes de intercambiadores de calor.**

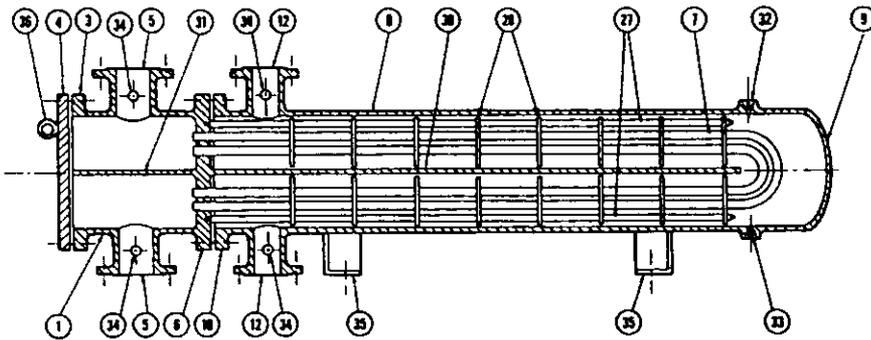
- a) Intercambiador de cabezal flotante interno (con dispositivo de apoyo del cabezal flotante). Tipo AES.
- b) Intercambiador de espejo fijo. Tipo BEM.
- c) Intercambiador de cabezal flotante con empaque exterior. Tipo AEP.
- d) Intercambiador de calor de tubo en U. Tipo CFU
- e) Rehervidor de cabezal flotante de caldera. Tipo AKT.
- f) Intercambiador con espejo empaquetado y anillo de cierre hidráulico. Tipo AJW.  
(Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association)



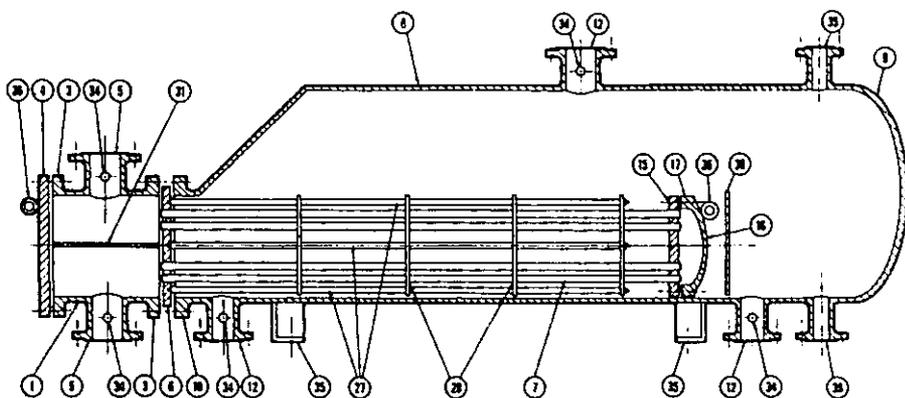
(B)



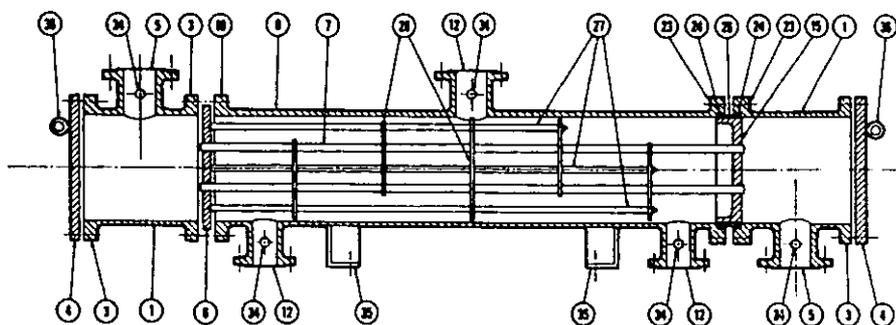
(C)



(D)



(E)



(F)

- |  |   |
|--|---|
| 1.- Cabezal estacionario.                                  | 19.- Anillo de corte dividido                     |
| 2.- Cabezal estacionario, casquete.                        | 20.- Brida de apoyo deslizante.                   |
| 3.- Brida de cabezal estacionario, canal o casquete.       | 21.- Cubierta del cabezal flotante, externa.      |
| 4.- Cubierta de canal.                                     | 22.- Faldón de espejo flotante.                   |
| 5.- Tobera de cabezal estacionario.                        | 23.- Brida del prensaestopas.                     |
| 6.- Espejo estacionario.                                   | 24.- Empaque.                                     |
| 7.- Tubos.   | 25.- Prensaestompas.                              |
| 8.- Coraza.  | 26.- Anillo de cierre hidráulico.                 |
| 9.- Cubierta de la coraza.                                 | 27.- Bielas y espaciadores.                       |
| 10.- Brida de la coraza, extremo del cabezal estacionario. | 28.- Deflectores transversales o placas de apoyo. |
| 11.- Brida de la coraza, extremo del cabezal posterior.    | 29.- Placa de choque.                             |
| 12.- Tobera de la coraza.                                  | 30.- Deflector longitudinal.                      |
| 13.- Brida de la cubierta de la coraza.                    | 31.- Separación de paso.                          |
| 14.- Junta de expansión.                                   | 32.- Conexión de ventila.                         |
| 15.- Espejo flotante.                                      | 33.- Conexión de drenaje.                         |
| 16.- Cubierta del cabezal flotante.                        | 34.- Conexión de instrumentos.                    |
| 17.- Brida del cabezal flotante.                           | 35.- Albardilla de soporte.                       |
| 18.- Dispositivo de apoyo del cabezal flotante.            | 36.- Talón elevador.                              |
|  | 37.- Ménsula de soporte.                          |
|  | 38.- Vertedero.                                   |
|  | 39.- Conexión del nivel del líquido.              |

Tabla 3.3. 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 coraza.	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 de la hilera exterior	SI	SI	SI	SI
Limpieza del interior del tubo, en forma mecánica.	SI	Se necesitan herramientas especiales.	SI	SI	SI	SI
Limpieza del exterior del tubo, en forma mecánica:						
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	Sin limitaciones prácticas	Sin limitaciones prácticas

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

**3.3.4. Procedimiento de estimación de costo para Cambiadores de calor de tubos y coraza.** <sup>(17)</sup>

Costo base = 141.2\*(área)<sup>0.5975</sup>

El año base es 1968.

La ecuación esta basada en: Cabezal flotante, Construcción en acero al carbón, presión de diseño de 150 psi.

Costo del equipo = Costo base\*(Fd+Fp)\*Fm\*Indice\*N

Diseño	
Tipo de diseño	Fd
Reboiler Kettle	1.35
Cabeza flotante	1
Tubos en U	0.85
Banco de tubos fijo.	0.80

Presión de Operación.	
Presión (Psi)	Fp
Menor de 150	0
300	0.10
400	0.25
800	0.52
1000	0.55

Material de la coraza/material de tubos, Fm								
Area de transferencia. [=] ft <sup>2</sup>	CS/CS	CS/latón	CS/SS	SS/SS	CS/monel	Monel/monel	CS/Ti	Ti/Ti
Menor de 100	1.00	1.05	1.54	2.50	2.00	3.20	4.10	10.28
100 a 500	1.00	1.10	1.78	3.10	2.30	3.50	5.20	10.60
500 a 1000	1.00	1.15	2.25	3.26	2.50	3.65	6.15	10.75
1000 a 5000	1.00	1.30	2.81	3.75	3.10	4.25	8.95	13.05
5000 a 10000	1.00	1.52	3.52	4.50	3.75	4.95	11.10	16.60

Parámetros de costo para estimación de costo de Cambiadores de calor de tubos y coraza.		
Concepto	Clave	Unidad
Area de enfriamiento	A	Ft2
Tipo de diseño	Fd	
Presión de diseño	Fp	Psi
Material de construcción	Fm	
Numero de equipos	N	

**ESTA TESIS NO DEBE SALIR DE LA BIBLIOTECA**

### **3.4. Intercambiadores de calor enfriados por aire.**

Debido a la creciente escasez y al costo del agua de enfriamiento, han prevalecido los intercambiadores de calor enfriados por aire.

A primera vista puede parecer que el costo del ventilador, los bajos coeficientes del lado del aire y el consumo de energía hacen que estas unidades no sean prácticas, por otro lado, debido a las aletas, los coeficientes globales de transferencia de calor de estos intercambiadores, rivalizan con los dispositivos de enfriamiento de agua. Además, no hay requerimiento de envolvente y no es necesario el enfriamiento del agua (lo cual incluye las bombas y la torre de enfriamiento).

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.

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, torres y diversos.

#### **3.4.1. Tiro forzado e inducido.**

La unidad de tiro forzado impulsa el aire sobre la superficie de los tubos con aletas. Los ventiladores están situados debajo de los haces de los tubos. El diseño de tiro inducido (fig. 3.14), 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 (54°F).

Los intercambiadores de calor enfriados por aire se disponen por lo general en bancos con varios intercambiadores continuos. 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.

El diseño de tiro forzado (fig. 3.15), ofrece un mejor acceso al ventilador para el mantenimiento "en servicio" y el ajuste de aspas.

El diseño de tiro inducido proporciona una distribución más uniforme del aire sobre el haz, puesto que la velocidad del aire al acercarse a este último es relativamente bajo. Este diseño se adapta mejor para intercambiadores concebidos para pequeñas diferencias entre la temperatura de salida del producto y la temperatura ambiente. En un servicio en que un cambio repentino en 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 a la lluvia, al granizo o a la nieve.

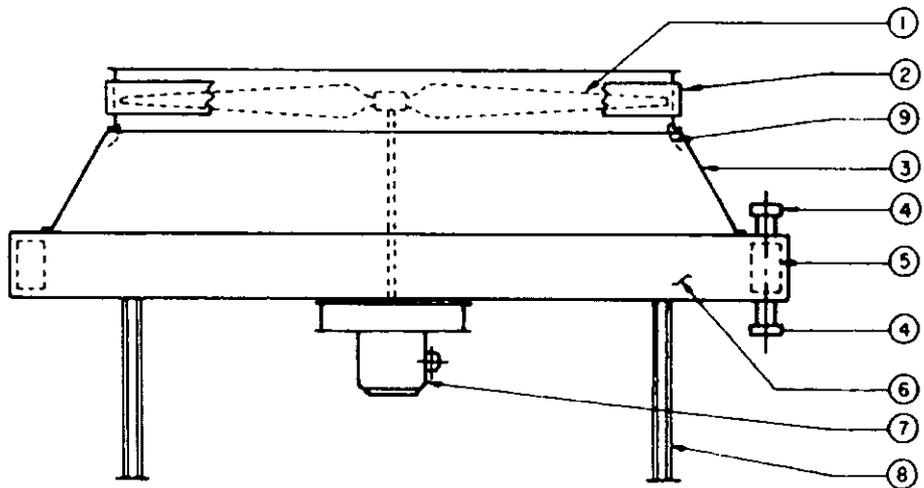


Fig. 3.14. Intercambiador enfriado por aire, de tiro inducido.

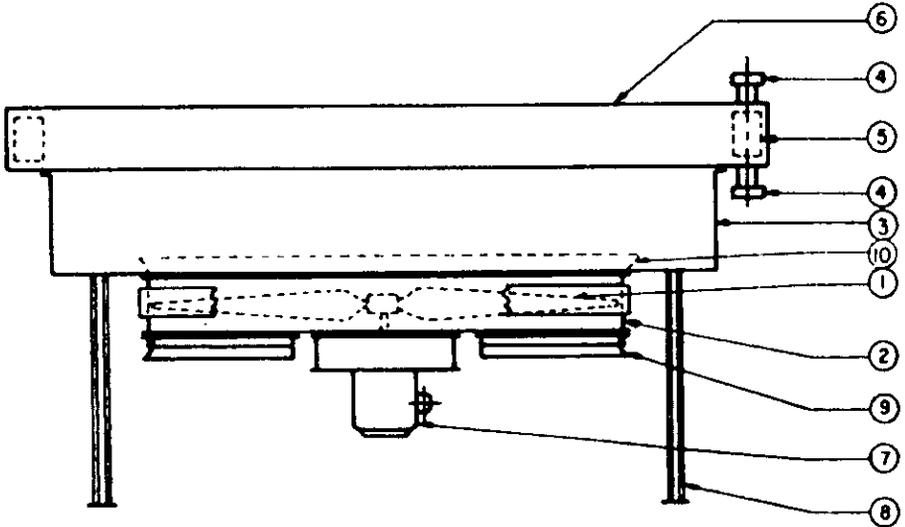


Fig. 3.15. Intercambiador enfriado por aire, de tiro forzado.

- |                            |                      |                         |
|----------------------------|----------------------|-------------------------|
| 1.- Ventilador.            | 5.- Cabezal.         | 8.- Soporte de columna. |
| 2.- Anillo del ventilador. | 6.- Manejo de tubos. | 9.- Campana de entrada. |
| 3.- Pleno.                 | 7.- Ensamble de      | 10.- Campana de salida. |
| 4.- Boquilla.              | conducción.          |                         |

### 3.4.2. Procedimiento de estimación de costo para intercambiadores de calor enfriados por Aire. <sup>(17)</sup>

$$\text{Costo base} = 40.723 * (A)^{0.8115}$$

El año base es 1968.

La ecuación esta basada en: Tubos de acero al carbón, Impulsado por motor, construcción individual.

Incluye paquete de tubos, abanico y motor, estructura de la cubierta, escalera de acero, armado en campo y los indirectos del contratista.

Costo del equipo = Costo base\*(Fp+Ft+Fm)\*N\*Indice.

Presión de operación.	
Presión (Psi)	Fp
Hasta 150	1
250	1.05
500	1.10
1000	1.15

Longitud de tubos	
Longitud (ft)	Ft
16	0.00
20	.05
24	0.10
30	0.15

Material	Fm
Acero al carbón	0.00
Aluminio	0.50
Inoxidable	1.85
Monel	2.20

Parámetros de costo para estimación de costo de enfriadores por aire.		
Concepto	Clave	Unidad
Area de enfriamiento	A	Ft <sup>2</sup>
Longitud de tubos	Ft	Ft
Presión de diseño	Fp	Psi
Material de construcción	Fm	
Numero de equipos	N	

### 3.5. Recipientes.

Los recipientes de proceso pueden clasificarse simplemente como torres o recipientes propiamente dichos, esta distinción es relativa. Las torres tienen la misma forma y construcción de los recipientes excepto que en general son mucho más altas o largas, y como lo implica el nombre, están orientada verticalmente.(fig. 3.16)

Los recipientes de proceso son los que se encuentran ubicados dentro de los límites de batería de la planta y que por lo tanto, aun si no efectúan ninguna operación en sí mismos, están sometidos a las mismas condiciones de operación del proceso de transformación, lo que significa que normalmente trabajan a presiones y temperatura. Se pueden considerar como recipientes de proceso: recipientes separadores, recipientes de balanceo para líquidos, columnas fraccionadoras, etc.

Los criterios de diseño son la presión, temperatura y espesor por corrosión. Presión: debe de quedar bien claro la diferencia entre una presión de operación y una presión de diseño: la presión de operación, es la presión a la que opera un recipiente, o bien la presión máxima que puede alcanzar en operación normal; la presión de diseño es un factor de seguridad adicional que se da sobre la presión de operación, como un factor por alteraciones probables a las condiciones normales. Para presiones de operación superiores a la atmosférica, la presión de diseño será la máxima de operación más un 10% o  $2 \text{ Kg/cm}^2$ , empleándose el valor que sea mayor, para presiones de operación inferiores a la atmosférica, se considerará como presión de diseño el vacío total.

Temperatura: para temperaturas de operación entre  $-29$  y  $340^\circ\text{C}$ , la temperatura de diseño será equivalente a la máxima temperatura que se pueda presentar, más  $15^\circ\text{C}$ . Para temperaturas de operación inferiores a  $-29^\circ\text{C}$ , la temperatura de diseño será la mínima esperada.

Espesor por corrosión: El espesor por corrosión es un espesor adicional que se da a la placa que conforma el recipiente, en adición al espesor requerido por el esfuerzo mecánico, para que pueda desgastarse durante su vida útil, sin precisamente disminuir su resistencia mecánica para el servicio para el que fue diseñado. Es decir que al término de la vida útil del equipo, que normalmente se considera de 10 años, el recipiente quedará con el espesor necesario para resistir la presión de diseño.

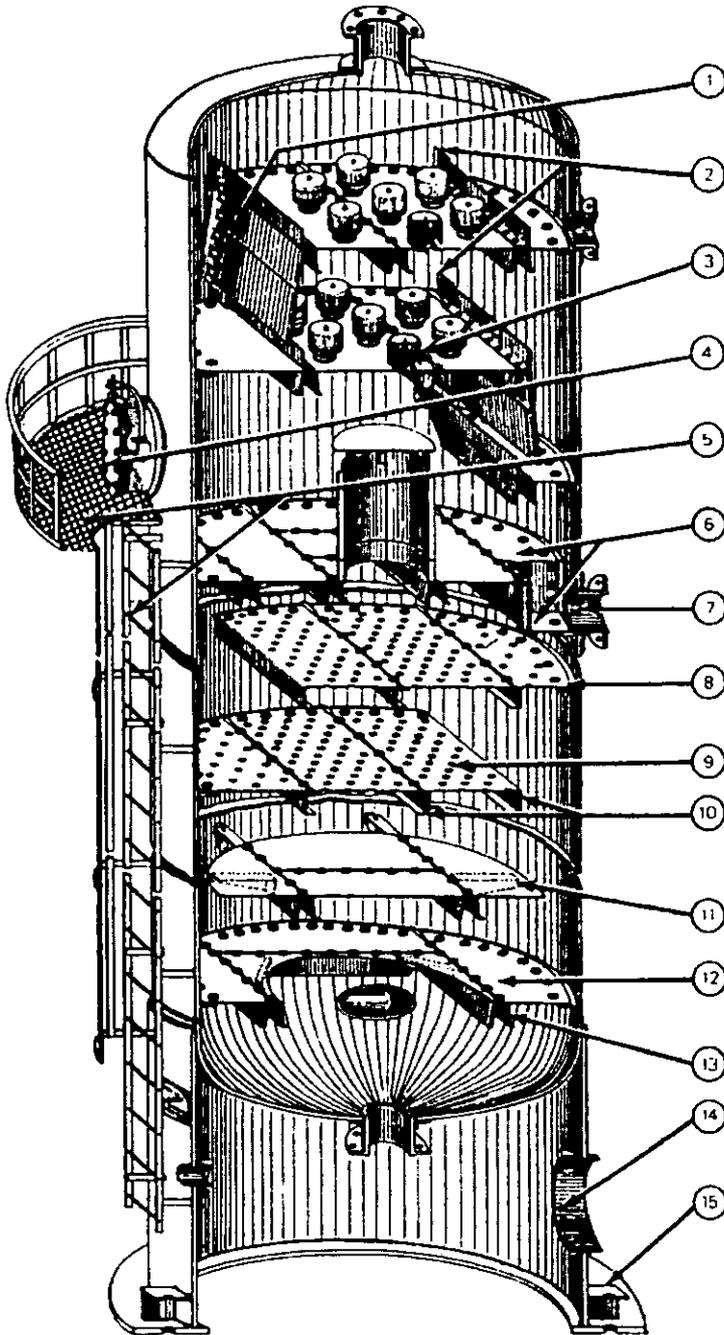


fig.3.16. Recipientes de proceso (Vertical) con ensamble de Internos. (bandejas)

Descripción de la figura 3.16

- |   |   |
|---|---|
| 1.- Surtidero típico.   | 8.- Anillo de soporte de bandeja.                       |
| 2.- Vertedero y placa de sello.                                   | 9.- Bandeja perforada de regadora.                      |
| 3.- Copa típica de burbujeo.                                      | 10.- Armadura de canal.                                 |
| 4.- Agujero de hombre de acceso con pescante y placa de cubierta. | 11.- Bandeja de discos.                                 |
| 5.- Plataforma y escalera típica.                                 | 12.- Bandeja de anillo.                                 |
| 6.- Bandeja acumuladora con chimenea central y caja trasegadora.  | 13.- Armadura trapezoidal.                              |
| 7.- Boquilla trasegadora.   | 14.- Escotilla de inspección en el costado de la torre. |
|   | 15.- Anillo de la base de la torre.                     |

**3.5.2. Procedimiento de estimación de costo para recipientes de proceso. <sup>(17)</sup>**

Costo base =  $329.40 \cdot (N)^{0.80}$  Recipiente Vertical.

Costo base =  $231.37 \cdot (N)^{0.77}$  Recipiente Horizontal.

$N = (0.3464 \cdot (\text{diámetro}) \cdot (\text{longitud})^{0.7874})^{1.279}$

El año base es 1968.

Las ecuaciones están basadas en:

Material acero al carbón.

Presión de diseño. 50 psi

Boquillas y entradas de hombre.

Construcción bajo código ASME

Fabricado en almacén.

Costo del equipo = Costo base \* (Fm \* Fp) \* Índice \* N

Material de la coraza	Fm
Acero al carbón	1.00
Acero Inoxidable 316	2.25
Monel	3.89
Titanio	4.23

Presión de Diseño.	
Presión (Psi)	Fp
Menor de 50	1.00
100	1.05
200	1.15
300	1.20
400	1.35
500	1.45
600	1.60
700	1.80
800	1.90
900	2.30
1000	2.5

Parámetros de costo para estimación de costo de Recipientes.		
Concepto	Clave	Unidad
Diámetro	D	Ft
Longitud	L	Ft
Presión de diseño	Fp	Psi
Material de construcción	Fm	
Numero de equipos	N	

### 3.6. Internos de torres.

#### Procedimiento de estimación de costo para internos de torres. <sup>(17)</sup>

$$\text{Costo base} = (10.8314(\text{altura})\text{EXP}^{0.294(\text{diámetro})})$$

El año base es 1968.

Incluye platos, soportes, todos los accesorios , fabricación en el taller, instalación en el taller.

$$\text{Costo del equipo} = \text{Costo base} * (\text{Fs} + \text{Ft} + \text{Fm}) * \text{Indice} * \text{N}$$

Espaciamiento de platos	Ft
24 in	1.0
18 in	1.4
12 in	2.2

Tipo de plato	Ft
Malla	0.0
Plato	0.0
Válvulas	0.4
Cachucha de burbujeo	1.8
Cascada de koch	3.9

Material del plato	Fm
Acero al carbón	0.0
Inoxidable	1.7
Monel	8.9

Parámetros de costo para estimación de costo de Internos de torres.		
Concepto	Clave	Unidad
Diámetro de platos	D	Ft
Altura de pila de platos.	L	Ft
Espaciamiento de platos.	Fs	in
Material de construcción	Fm	
Tipo de plato	Ft	
Numero de equipos	N	

### 3.7. Bombas centrífugas.

Las bombas centrífuga (fig. 3.17),son las bombas de uso más extendido. Aproximadamente 65% de las bombas en operación son centrífugas. Esto es debido a su gran flexibilidad y disponibilidad en varios tamaños y diferentes materiales de construcción. Los accionadores más frecuentes para estas bombas son los motores eléctricos, turbinas de vapor y máquinas de gas. Ocasionalmente se utilizan transmisiones de banda y no requieren de alternadores de cambio de velocidad para modificar el gasto de bombeo.

#### 3.7.1. Diseño interno de la carcaza.

El líquido manejado en las bombas centrífugas adquiere una alta velocidad por la acción de los impulsores. Esta velocidad es entonces reducida, utilizando para ello diferentes formas de carcaza.

En las bombas de voluta el líquido succionado es forzado por los impulsores radialmente hacia la periferia y descargado en una carcaza de forma espiral.

En las bombas difusoras el líquido que sale de los impulsores que pasa a través de un anillo de aspas fijas que difunden el líquido controlando el flujo y permitiendo una mayor eficiencia. Este tipo de bombas encuentra principal aplicación en generación de altas cabezas.

Las bombas de turbina o regenerativas tienen succión inferior o flecha vertical, a la que van unidos uno o varios impulsores que pueden ser de flujo radial o flujo mixto. La descarga se efectúa a lo largo del eje.

En las bombas de propela los impulsores descargan el líquido en un flujo axial es decir paralelo al eje de los mismos.

### **3.7.2. Posición de la carcaza.**

De acuerdo con la posición de la carcaza las bombas pueden ser de diseño horizontal, vertical o inclinado.

En términos generales podemos decir que las bombas verticales tienen ventajas desde el punto de vista de espacio ocupado, NPSH requerido, además de su gran flexibilidad para cambios de capacidad. Las bombas horizontales presentan ventajas para el manejo de líquidos corrosivos y abrasivos y tienen un menor costo de mantenimiento. Las bombas inclinadas se seleccionan para servicios muy especiales.

### **3.7.3. Posición de la succión.**

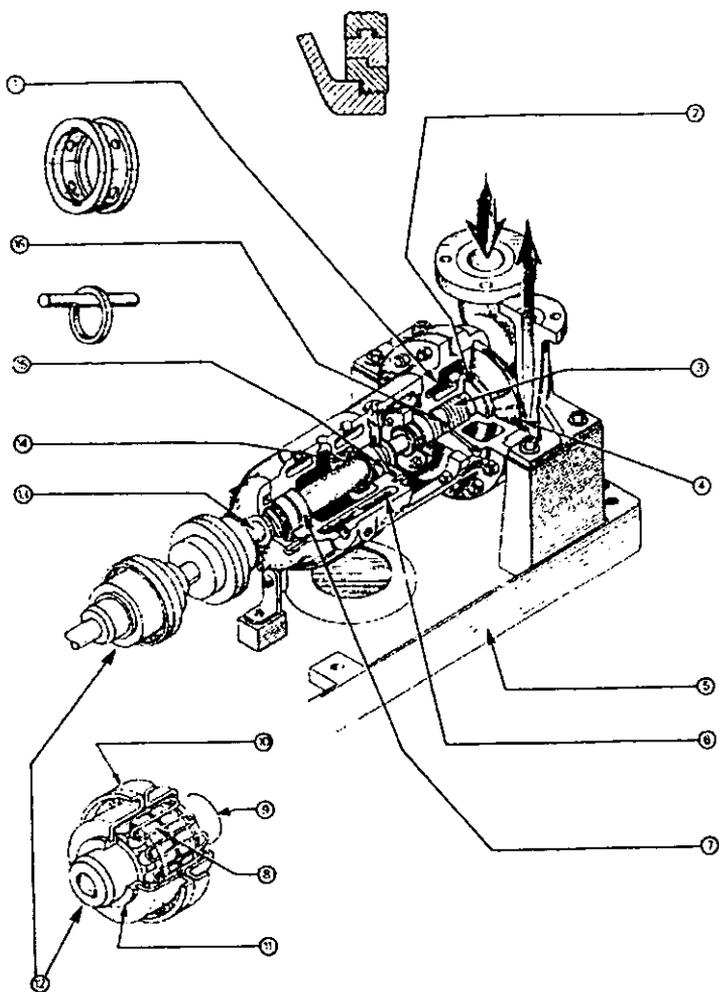
De acuerdo con la posición de la succión las bombas centrífugas pueden ser de succión lateral superior o inferior. De éstas la primera es la de uso más común. La de succión superior suele utilizarse cuando la bomba se coloca en una posición inmediata inferior a la fuente de suministro. La succión inferior se utiliza principalmente en las bombas verticales y en las de succión húmeda, así como en las bombas colocadas en una posición inmediata superior a la fuente de suministro.

#### **3.7.4. Tipo de impulsor.**

De acuerdo con su forma, los impulsores pueden ser cerrados, semiabiertos y abiertos. En los primeros la cabeza se genera entre dos paredes del impulsor rotante, con las ventajas de poco mantenimiento y eficiencias mantenida prácticamente durante toda la vida de la bomba. En los impulsores semiabiertos, la cabeza se genera entre una de las paredes rotantes del impulsor y una de las paredes estacionarias de la carcasa. En los impulsores abiertos la cabeza se genera entre dos paredes fijas de la carcasa utilizándose este tipo de impulsor principalmente para el manejo de líquidos con sólidos en suspensión.

#### **3.7.5. Acoplamiento con el motor.**

La bomba puede conectarse al motor a través de una flecha común que puede colocarse en cualquier dirección y evita los problemas de balanceo, o bien, a través de un acoplamiento o embrague que permite la desconexión, reparación o sustitución de la bomba o motor en forma independiente, pero con el problema de un acoplamiento necesariamente horizontal y de un balance adecuado.



**Fig. 3.17. Bomba centrífuga típica**

- 1.- Camisa de la estopera enfriada por agua.
- 2.- Anillos desgastables.
- 3.- Empaquetadura.
- 4.- Impulsor.
- 5.- Placa de asiento.
- 6.- Camisa de la caja de cojinetes.
- 7.- Cojinete de empuje.
- 8.- Pieza de rejilla flexible.

- 9.- Campana.
- 10.- Tapa.
- 11.- Sello.
- 12.- Acoplamiento flexible.
- 13.- Eje.
- 14.- Cojinete radial.
- 15.- Anillo de embrague.
- 16.- Anillo de cierre hidráulico.

### 3.7.6. Procedimiento de estimación de costo para bombas centrífugas. <sup>(17)</sup>

Costo base =  $326.379 \cdot \text{EXP}(0.0768(C/H)^{0.3})$  Bomba accionada con motor

Costo base =  $183.167 \cdot \text{EXP}(0.3771(C/H)^{0.2})$  Bomba accionada con turbina

El año base es 1968.

Incluye unidad de bombeo, accionador.

Costo del equipo = Costo base \* (Fm \* Fo) \* Índice \* N

Material	Fm
Acero al carbón	1.32
Acero blando	1.00
Bronce	1.28
Carpenter 20	2.10
Hastelloy C	2.89
Inoxidable	1.93
Monel	3.89
Niquel	3.48
Titanio	8.98
Worthite	2.44

Límites de operación	valor máximo		
	Presión de succión, psig	150	500
Temperatura del sistema	250	550	850
Factor Fo	1.0	1.5	1.9

Parámetros de costo para estimación de costo de Bombas centrífugas.		
Concepto	Clave	Unidad
Capacidad	C	g.p.m.
Cabeza dinámica	H	psi
Material de construcción	Fm	
Temperatura		°F
Límites de operación	Fo	
Numero de equipos	N	
Variable independiente	C/H	g.p.m.*psi

### **3.8 Bombas reciprocantes.**

En estas bombas la transferencia del líquido de la succión a la descarga se hace por modificación del volumen interno del cuerpo de bombeo. Dependiendo de la forma y características de la parte móvil de la bomba, pueden ser de pistón, de émbolo o de diafragma. Estas bombas requieren de válvulas de flujo unidireccional en la succión y descarga; la velocidad de bombeo puede alterarse modificando la frecuencia o longitud del recorrido de la parte móvil.

#### **3.8.1. Bombas de pistón**

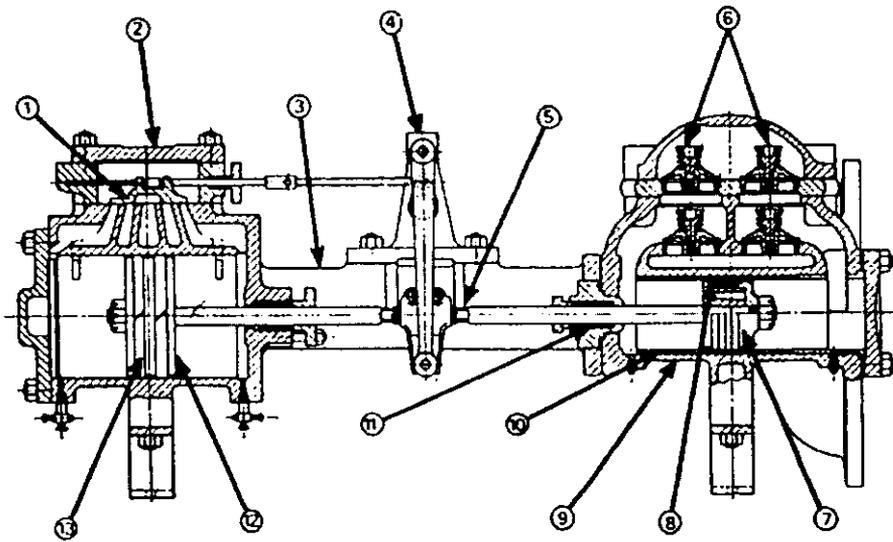
En estas bombas (fig.3.18), la acción de bombeo se efectúa por un pistón que se mueve en un ciclo recíprocante en el interior de un cilindro. El pistón va unido a una varilla que se mueve en el interior de un empaque en uno de los extremos del cilindro. Durante el recorrido del pistón en un sentido se efectúa la succión a través de una válvula de flujo unidireccional; el recorrido del pistón en sentido opuesto representa la descarga de la bomba, para la cual se cierra la válvula de succión abriéndose la de descarga. El bombeo es intermitente y corresponde al ciclo de recorrido del pistón. Puede manejar vapores y gases y tienen una vida excepcionalmente larga.

#### **3.8.3. Bombas de émbolo.**

Cuando la operación de bombeo se efectúa a altas presiones el pistón se reemplaza por un émbolo. El principio de operación de estas bombas es el mismo que el de las bombas de pistón. La diferencia entre ambos está en que el émbolo se mueve a través de un empaque estacionario, mientras que en las bombas de pistón el empaque se mueve con el pistón. Puede manejar líquidos conteniendo gases y vapores. La descarga es intermitente y pueden manejar gastos tan pequeños de hasta 0.15 g.p.m. y descargas a presiones hasta de 50000 psig.

### 3.8.3. Bombas de diafragma.

En estas bombas la modificación del volumen interno del cuerpo de bombeo se efectúa por desplazamiento de una lámina flexible que puede operar por acción mecánica el movimiento se transmite directamente al diafragma en forma similar al caso de las bombas de pistón o émbolo. Puede manejar líquidos conteniendo vapores y gases, así como líquidos con sólidos en suspensión. El líquido manejado no se pone en contacto con las partes móviles del accionador y la bomba puede manejarse seca durante largos periodos. Estas bombas manejan de 4 a 100 g.p.m. y con presiones de descarga de hasta 3500 psig.



- 1.- Válvula distribuidor.
- 2.- Tapa de la cámara de vapor.
- 3.- Soporte rígido de hierro fundido.
- 4.- Válvula.
- 5.- Vástagos del pistón.
- 6.- Válvula de tipo disco.
- 7.- Pistones de líquido.

- 8.- Empaquetadura suave.
- 9.- Cilindro gemelo de líquido.
- 10.- Calzas removibles.
- 11.- Estoperas.
- 12.- Pistón de vapor.
- 13.- anillos del pistón.

### 3.8.4. Procedimiento de estimación de costo para bombas reciprocantes. <sup>(17)</sup>

Costo base =  $530.45 * \text{EXP}(0.2353(C/H)^{0.235})$  bomba accionada con motor

Costo base =  $24.39 * \text{EXP}(0.7587(C/H)^{0.16})$  bomba accionada con turbina

El año base es 1968.

La ecuación está basada en:

Costo de la bomba fob.

Capacidad mayor de 100 gpm

Presión de diseño 1000 psi

Condiciones de la succión: Presión 150 psi, temperatura 250°F

Incluye unidad de bombeo, accionador y base

Costo del equipo = Costo base\*(Fm\*Fo)\*Indice\*N

Material	Fm
Acero blando	1.00
Bronce	1.25
Acero al carbón	1.55
Inoxidable	1.93

Límites de operación	valor máximo		
Presión de succión, psig	150	500	1000
Temperatura del sistema	250	550	850
Factor Fo	1.0	1.2	1.4

Parámetros de costo para estimación de costo de Bombas reciprocantes.		
Concepto	Clave	Unidad
Capacidad	C	g.p.m.
Cabeza dinámica	H	psi
Material de construcción	Fm	
Temperatura		°F
Límites de operación	Fo	
Numero de equipos	N	
Variable independiente	C/H	g.p.m.*psi

### **3.9 Compresores.**

Los compresores no son normalmente diseñados por las firmas de ingeniería. En el caso de los compresores, estos equipos son especificados indicando las condiciones de proceso y requerimientos mecánicos para que los fabricantes seleccionen los equipos de entre sus líneas estándar de fabricación.

Se designa con el nombre genérico de compresores a aquellos equipos empleados para aumentar la presión de un gas o una mezcla de gases lo cual puede requerirse para fines de transporte, almacenamiento, por condiciones de un proceso, etc.

El American Petroleum Institute API considera como Compresores aquellos equipos que dan una presión de 5 psig. o más, denominando Ventiladores o Sopladores a los equipos que manejan menores presiones.

Desde el punto de vista de su funcionamiento los compresores se clasifican en Dinámico y de Desplazamiento Positivo.

#### **3.9.1. Compresores dinámico.**

Los compresores tipo dinámico son máquinas en las cuales el gas es comprimido por la acción de rotación de aspas o impulsores que imparten velocidad al fluido. Los compresores dinámicos se subdividen a la vez en dos tipos que son:

- Compresores centrífugos: Máquinas en las cuales la velocidad y presión son dadas al gas en una dirección radial por una o más combinaciones impulsor-difusor.
- Compresores axiales: Máquinas en las cuales la velocidad y presión son dados al gas en una dirección axial por uno o más grupos de aspas en movimiento y estacionarias.

#### **3.9.2. Compresores de desplazamiento positivo.**

Los compresores (fig. 3.19), tipo desplazamiento positivo son máquinas en las cuales volúmenes sucesivos de gas son confinados dentro de un espacio cerrado. La presión es incrementada en la misma proporción que el volumen del espacio cerrado es disminuido.

Estos compresores se dividen en cuatro tipos, de acuerdo con el método usado para llevar a cabo la compresión.

- **Compresores reciprocantes:** Máquinas en las cuales el elemento de compresión es un pistón siguiendo un movimiento recíprocante en un cilindro.
- **Compresores rotatorios de aspas deslizables:** Máquinas en las cuales la compresión se realiza por aspas deslizables radialmente a largo de un rotor montado en un cilindro.
- **Compresores rotatorios de lóbulos:** Máquinas en las cuales dos o más impulsores en forma de lóbulo giran dentro de un cilindro evitando hacer contacto entre ellos por medio de engranes montados fuera del cilindro.
- **Compresores rotatorios de pistón líquido:** Máquinas en las cuales se usa agua u otro líquido usualmente en un elemento de rotación simple, para desplazar el gas manejado (Estos compresores normalmente se usan como bombas de vacío).

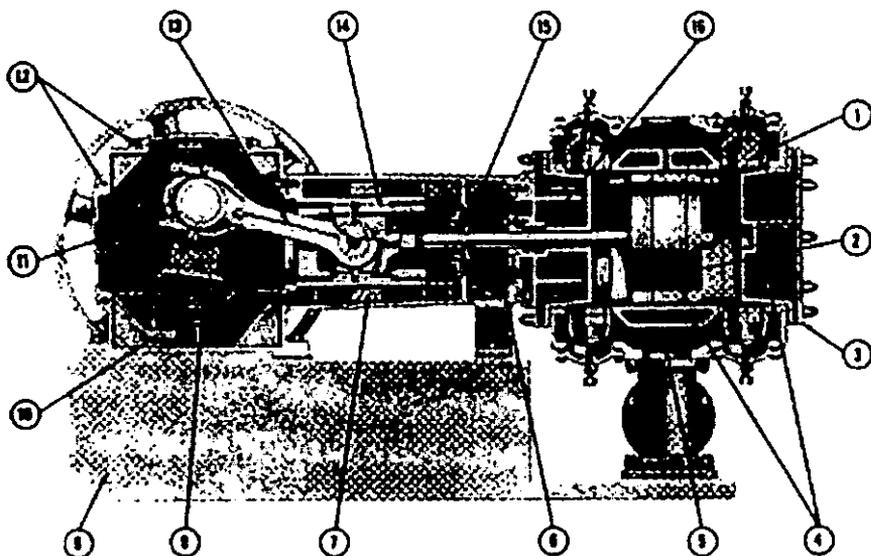


Fig. 3.19. Compresor de una sola etapa impulsado por motor.

- |                                |                                  |
|--------------------------------|----------------------------------|
| 1.- Válvulas.                  | 9.- Cimiento.                    |
| 2.- Pistón.                    | 10.- Succión de aceite filtrado. |
| 3.- Culata del cilindro.       | 11.- Muñón del cigüeñal.         |
| 4.- Cuerpo del cilindro.       | 12.- Marco.                      |
| 5.- Conductos del aire.        | 13.- Varillas de conexión.       |
| 6.- Acceso a la empaquetadura. | 14.- Cruceta.                    |
| 7.- Guía de la cruceta.        | 15.- Anillos raspadores.         |
| 8.- Contrapesos.               | 16.- Empaquetadura metálica.     |

### 3.9.3. Procedimiento de estimación de costo para compresores. <sup>(17)</sup>

$$\text{Costo base} = 906.06 * (\text{Bhp})^{0.7353}$$

El año base es 1968.

La ecuación está basada en:

Compresor centrífugo accionado con motor.

Material acero al carbón

Presión máxima 1000 psi

Incluye maquina centrífuga, accionador y base.

$$\text{Costo del equipo} = \text{Costo base} * (\text{Fd}) * \text{Indice} * \text{N}$$

Tipo de diseño	Fd
Centrífugo/motor	1.00
Reciprocante-vapor*	1.07
Centrífugo-turbina*	1.15
Reciprocante-motor*	1.29
Reciprocante-máquina de combustión interna*	1.82

\*Incluyen interetapa, enfriador y marmita, pero no amortiguador o algún dispositivo regulador.

Parámetros de costo para estimación de costo de Compresores.		
Concepto	Clave	Unidad
Capacidad	C	g.p.m.
Tipo de diseño	Fd	
Numero de equipos	N	

Los rangos de las ecuaciones están dados en la tabla 3.5

Tabla 3.5. Rangos de las ecuaciones utilizadas en el cálculo del costo de los equipos.

Equipo	Rango	Unidades
Horno	10-500	MillonesBTU/hr
Calentadores a fuego directo	1-40	MillonesBTU/hr
Intercambiadores de calor de Tubos y coraza.	100-10,000	$Ft^2$
Intercambiadores de calor enfriados por aire	100-10,000	$Ft^2$
Recipiente Vertical y Horizontal	1-10	diámetro[=] ft
	4-100	Altura[=] ft
Internos de torres	4-500	$Ft^{***}$
	2-10	Diámetro[=] ft
Bombas centrifugas	10-400,000	Gpm*psi
Bombas reciprocantes	1000-300,000	Gpm*psi
Compresor	30-10,000	BHP

\*\*\* Apiñamiento de bandejas con un espacio de 24 in entre bandeja y bandeja.

Las ecuaciones anteriores servirán para obtener el costo de compra del equipo del proyecto en consideración. En la fig. 3.20. se muestra el flujo de información requerida para el uso de las ecuaciones.

La mezcla o combinación particular de equipos variara para diferentes plantas de proceso.

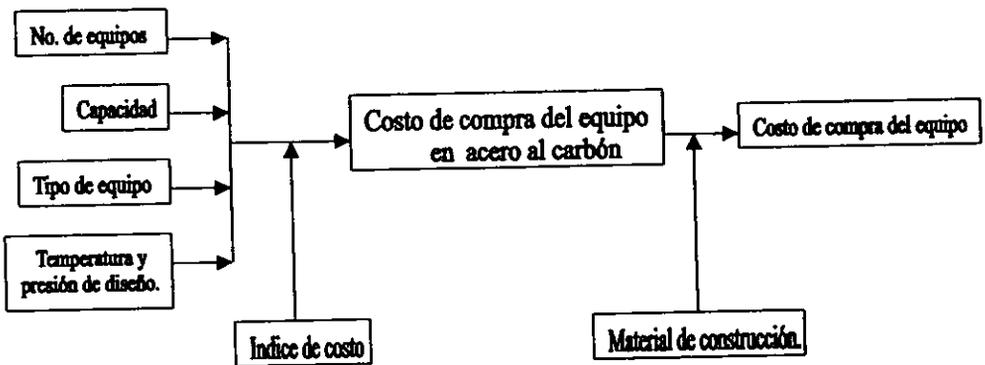


fig.3.20. Flujo de información para el costo del equipo.

### 3.10 Factores <sup>(17,21,22,23,24,25)</sup>

Los factores de costo para los equipos son basados en las suposiciones de que cada pieza de equipo lleva una relación de materiales (tubería, concreto, eléctricos, instrumentación, etc.) y su respectivo trabajo de instalación.

Equipos diferentes no llevan la misma relación de materiales, una columna de destilación, requerirá mas estructuras de acero y tubería, pero prácticamente no lleva materiales eléctricos, una bomba de proceso contribuye más a los materiales eléctricos, pero la cantidad de tubería es menor. Así es como los factores de costo relacionan el material y mano de obra a los diferentes tipos de equipo.

Así los factores se relacionaran a cada tipo de equipo, en lugar de hacerlo al costo total del equipo, lo cual generara un estimado más exacto, el cual reflejaría, la combinación particular de equipos, para la planta de proceso en consideración.

Las tablas 3.6., 3.7., 3.8. y 3.9., muestran rangos de factores necesarios para un estimado de inversión usando el método modular.

Tabla 3.6 Factores para estimar la instalación de equipo. (como % del equipo).	
EQUIPO	RANGO(%)
Hornos	8 a 12
Cambiadores de calor tubos y coraza	10 a 14
Cambiadores de calor enfriados por aire	7 a 11
Recipientes verticales	10 a 14
Recipientes horizontales	10 a 14
Bombas y accionadores	12 a 16
Compresores y accionadores	12 a 16

Tabla 3.7. Factores para estimar el suministro de materiales (como % del equipo)

Materiales	Hombres	Cambiadores de calor tubos y coraza	Cambiadores de calor enfriados por aire	Recipientes Verticales	Recipientes Horizontales	Bombas y accionadores	Compresores y accionadores
Tubería	10 a 14	40 a 50	12 a 16	50 a 60	30 a 40	25 a 30	12 a 16
Concreto	4 a 6	4 a 6	1 a 2	8 a 12	4 a 6	2 a 6	2 a 6
Acero	-	2 a 4	-	6 a 10	-	-	-
Instrumentos	4 a 6	8 a 12	2 a 6	10 a 12	4 a 8	2 a 4	1 a 2
Eléctrico	2 a 4	2 a 4	8 a 10	4 a 6	4 a 6	20 a 30	6 a 8
Aislamiento	1 a 2	4 a 6	-	6 a 8	4 a 6	2 a 4	1 a 2
Pintura	-	1 a 2	1 a 2	1 a 2	1 a 2	1 a 2	-

Tabla 3.8. Factores para estimar la instalación de materiales.(como % del costo de materiales)

Materiales	Hombres	Cambiadores de calor tubos y coraza	Cambiadores de calor enfriados por aire	Recipientes Verticales	Recipientes Horizontales	Bombas y accionadores	Compresores y accionadores
Tubería	60 a 70	60 a 70	60 a 70	60 a 70	60 a 70	60 a 70	60 a 70
Concreto	60 a 70	60 a 70	60 a 70	60 a 70	60 a 70	60 a 70	60 a 70
Acero	-	50 a 60	-	50 a 60	-	-	-
Instrumentos	60 a 70	60 a 70	60 a 70	60 a 70	60 a 70	60 a 70	60 a 70
Eléctrico	50 a 60	50 a 60	50 a 60	50 a 60	50 a 60	50 a 60	50 a 60
Aislamiento	40 a 50	40 a 50	-	40 a 50	40 a 50	40 a 50	40 a 50
Pintura	-	80 a 90	80 a 90	80 a 90	80 a 90	80 a 90	80 a 90

Tabla 3.9. Factores para la estimación de otras partidas de la inversión fija..

Concepto	Rango %
Ingeniería	1.5-10
Flete*	3
Administración	5
Entrenamiento	0.5
Pruebas y arranque	1
Utilidad	10

\*Flete de Laredo, zona del golfo a México.

Los costos indirectos no tienen ninguna proporción directa a el valor del equipo principal, No son dependientes de la clase de planta de proceso. Para aproximaciones rápidas los costos indirectos pueden decidirse entre 25 y 35% del costo de construcción. Estas tablas proveen un juego completo de factores para estimar el modulo de inversión fija.

En términos generales se pueden hacer 3 selecciones en los valores de los rangos dados, el valor más alto, el promedio y el más bajo. La selección de un valor en particular puede estar basada en el conocimiento del proyecto y experiencia del estimador.

En la figura 3.21 se muestra el flujo de información para obtener la inversión fija, las líneas punteadas indican los cálculos que se llevaran a cabo para cada familia de equipo, (intercambiadores, recipientes, bombas, etc.) y la suma de estas es lo que se utiliza para determinar los costos del resto de las partidas que integran la Inversión Fija.

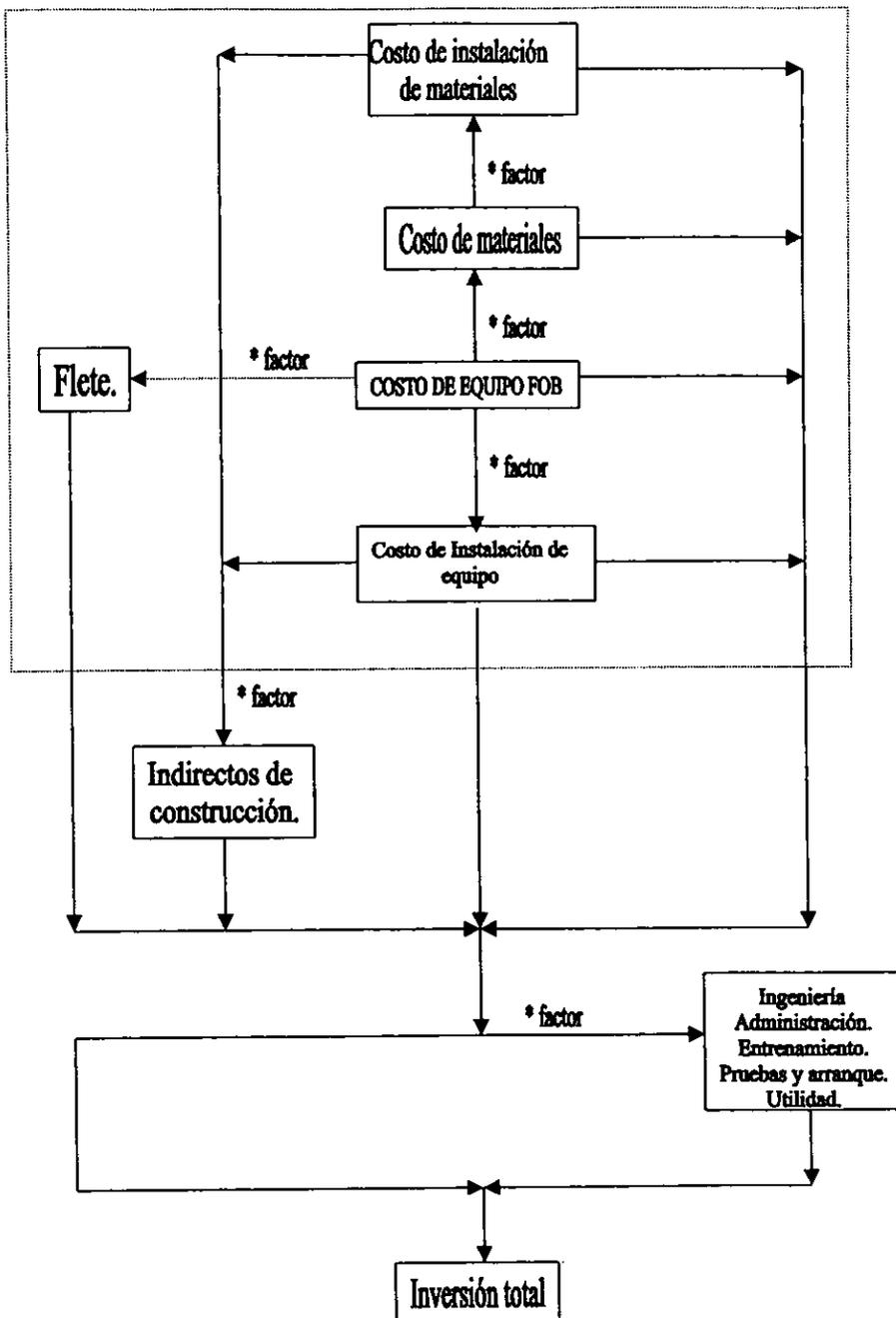


Fig. 3.21. Flujo de información para obtener la Inversión Total.

## Capitulo 4

## **Desarrollo del sistema automatizado para la estimación de costos de inversión de plantas de proceso con base a métodos modulares.**

Los primeros lenguajes de programación fueron diseñados en los años 50 y se crearon, fundamentalmente, para resolver complejos problemas matemáticos. Eran bastante complejos para la gente normal, pero ello no representaba un grave problema porque entonces los ordenadores sólo se encontraban en las principales instituciones investigadoras. A medida que la gente comenzaba a utilizar cada vez más los ordenadores, los complicados lenguajes de programación llegaron a suponer algo más que un obstáculo.

Como solución, a principios de los años 60 se desarrolló un lenguaje denominado BASIC en el Dartmouth College. La versión original del Basic (Beginners All-Purpose Symbolic Instruction Code) era un lenguaje muy simple, diseñado especialmente para hacer que resultase sencillo aprender a programar.

El MITS Altair, en plena revolución de los microordenadores, apareció en 1975. Bill Gates y Paul Allen, cofundadores de Microsoft, desarrollaron una versión del BASIC para el Altair que funcionase con 4 kilobytes de RAM, esa versión del Basic ha llegado a convertirse en el producto más usado de la industria de los ordenadores personales.

Con el transcurso de los años este lenguaje se ha mejorado y desarrollado: GWBASIC, QuickBasic y la interface gráfico de usuario (GUI).

Una interface gráfico de usuario permite que las aplicaciones sean fáciles de aprender y de usar. En lugar de aprender a escribir comandos, el usuario, simplemente selecciona una opción ( o comando) de un menú con un "clic" de un botón del ratón.

Aunque este entorno era lo esperado por los usuarios, los programadores se vieron en dificultades. Ahora tenían que crear ventanas, menús, fuentes, cuadros de diálogo, etc., incluso para el programa más simple. Un sencillo programa que mostrase un mensaje en la pantalla podía escribirlo en cuatro líneas un programador que trabajase con MSDOS. Un programa similar para Windows requería dos o tres páginas de código e implicaba aprender a controlar fuentes, menús, ventanas, memoria y otros recursos del sistema.

En 1991 Microsoft presentó Visual Basic. El sistema de programación Visual Basic sortea la complejidad de Windows. Combina las probadas posibilidades del lenguaje Basic con herramientas de diseño visual proporcionando simplicidad y facilidad de uso.

Visual Basic es también uno de los primeros lenguajes de programación que admite la programación llamada "orientada a eventos". Tradicionalmente, la programación ha estado orientada al proceso, al paso a paso, de manera muy similar al de una receta. Uno de los primeros inconvenientes de este estilo consiste en que la persona que escribió el programa es la que determina qué hay que hacer en cada momento, pero en los modernos programas el objetivo es que sea el usuario el que determine en cada momento qué es lo que quiere hacer. Y eso es exactamente lo que proporciona la programación orientada a eventos. En lugar de escribir un programa que determina cada uno de los pasos en un orden determinado, el programador escribe un programa que responde a las acciones del usuario. El programador crea una aplicación que se vuelve en una colección de microprogramas que cooperan entre ellos y que se ejecutan a raíz de eventos iniciados por el usuario.

Conjuntando lo anterior se vio la posibilidad de desarrollar un paquete de cómputo que permitiera la estimación de la inversión fija de plantas de proceso, de manera intuitiva, amigable, y eficiente, que además pueda ser utilizado en una computadora personal, para estar al alcance del mayor número posible de usuarios, principalmente estudiantes.

#### **4.1. Descripción del software\*.**

Es muy importante en una aplicación robusta el facilitar al usuario el uso de la misma. Mucho del buen uso o frustración por parte del usuario dependerá de que el sistema funcione correctamente y que el usuario entienda y pueda utilizar la aplicación que desarrollamos.

Una aplicación dentro de Windows debe ser fácilmente controlada por medio del teclado, no debemos hacer que una aplicación dependa del ratón para poder trabajar. (todo el programa se puede usar únicamente con el teclado)

\*Software: Aquellos programas, procedimientos, reglas y documentación posible asociada con la computación, así como los datos pertenecientes a la operación de un sistema de cómputo.

El desarrollo de una interfaz gráfica se basó en cuatro puntos muy importantes. Estos cuatro puntos no se deben considerar por separado, de hecho deben estar muy bien relacionados entre sí.

1. Intuitiva: El usuario al ver nuestra interfaz, debe de poder imaginarse como trabaja la aplicación. Es importante que se entienda el alcance y poder de las comunicaciones visuales y que mucho de lo que haga el usuario o intente hacer, dependerá de cómo perciba él la aplicación.
2. Eficiente: La interfaz debe estar diseñada para que el usuario pueda realizar sus tareas de la manera más fácil y práctica.
3. Retroalimentación: Se disponen de varios métodos para darle información acerca del estado del sistema al usuario, esto es, retroalimentar al usuario. Si el usuario encuentra un menú en gris, con esto el sistema le indica que esa función existe pero que no se han dado las condiciones necesarias para ejecutarla.(ej. el marco de la interfaz Menú fig 4.2)
4. Consistente: Esto es que si en una parte de nuestra aplicación el usuario debe seguir ciertos pasos para llevar a cabo una función, debemos hacer que toda nuestra aplicación siga los mismos pasos para llevar a cabo la misma función.
5. Amigable: El ser amigable es ser considerados con el usuario. Si se presenta un error, debemos evitar desplegar inmediatamente cajas de mensaje con datos técnicos sobre el error (esto sólo confunde al usuario), debemos informar al usuario que se presentó un error y procurar darle indicaciones sobre que pasos seguir para corregirlo o volver a evitar el error. Otra manera es proporcionar al usuario los datos que necesita para trabajar. Por ejemplo, si en la interfaz de captura en un campo en particular el usuario sólo puede insertar ciertos valores, podrían desplegarlos en un menú. (ej. presiones de diseño de los equipo, No. de equipos fig 4.7)

El programa fue desarrollado en base al método modular, del capítulo tres, esta escrito en Visual Basic 5 y debe contar con el archivo materiales.xls y el archivo Msvbvm50.dll en los equipos que no lo tengan. El área del monitor debe estar configurada a una resolución de 800\*600 pixeles.

Se desarrollaron 20 interfaces que se agruparon de la siguiente forma:

### **Presentación.**

Interfaz: *Inicio.*

### **Menú.**

Interfaz: *Menú.*

### **Lectura de datos**

Interfaces:

*Factores de costo de materiales.*

*Factores de costo de instalación de materiales*

*Factores de costo de instalación de equipos.*

*Indice M&S*

### **Costo de equipos.**

Interfaces:

*Horno.*

*Calentadores a fuego directo.*

*Intercambiadores de calor de tubos y coraza.*

*Intercambiadores de calor enfriados por aire.*

*Recipientes verticales y horizontales.*

*Internos de torres.*

*Bombas centrífugas.*

*Bombas reciprocantes.*

*Compresores.*

## Cálculo de la inversión fija.

Interfaces:

*Costo de materiales por tipo de equipo.*

*Costo de instalación de materiales por tipo de equipo.*

*Costo de suministro e instalación de materiales.*

*Costo de suministro e instalación de equipos.*

*Inversión fija.*

Además cuenta con un módulo donde se almacenan todas las variables que requiere la aplicación.

### 4.1. Presentación.

*Inicio.*

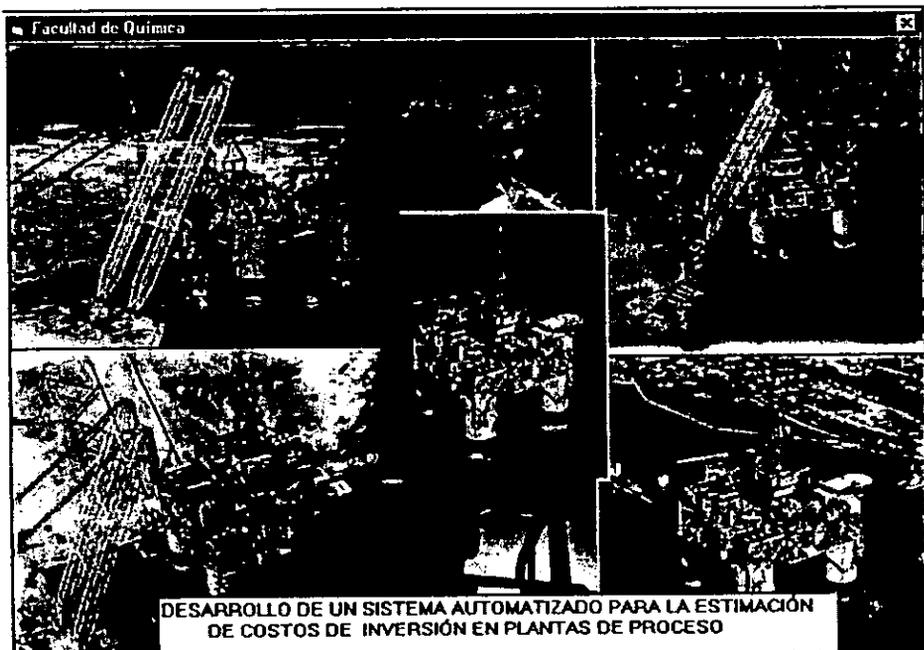


Fig. 4.1. Interfaz inicio

Esta es la primer interfaz aparece al iniciar el empleo de la aplicación, y su función es presentar el programa, abrir la aplicación de Excel y presentar el archivo "materiales.xls" de donde se tomaran los factores, (materiales, instalación de materiales y equipo, flete, ingeniería, administración, pruebas y arranque, utilidad) posteriormente transfiere el control a la interfaz *Menú*, mediante un click en la pantalla o presionando la tecla enter.

#### 4.2. Menú.

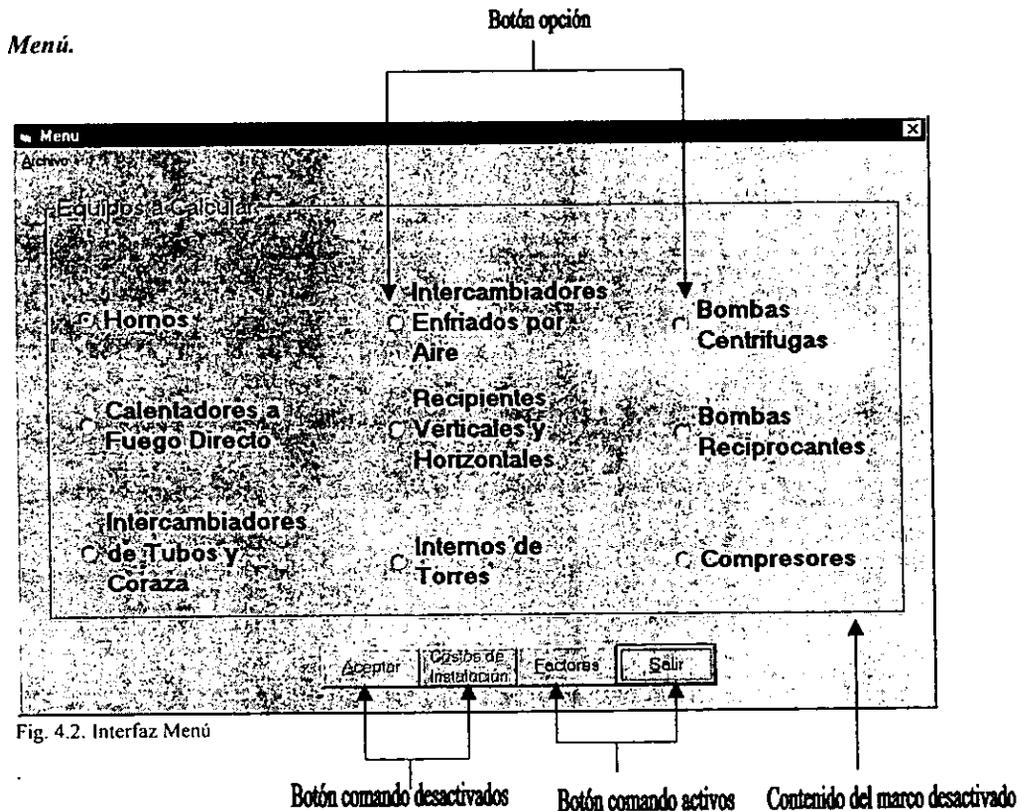


Fig. 4.2. Interfaz Menú

En está interfaz se organiza el desarrollo de la aplicación, activando y desactivando objetos (botones del menú, marcos). Al inicio de está interfaz sólo presenta activos dos botones comando:

Cargar: transfiere el control a la interfaz de *factores de costo de materiales*

Salir: Termina la aplicación.

Así mismo se tiene dos botones comando desactivados: *calcular* y *costos de instalación*. el primero, al igual que el marco se activan una vez que todos los factores han sido cargados. El segundo *costos de instalación* se activa cuando se a obtenido el costo del primer equipo.

Calcular: Una vez seleccionado el equipo que se va a calcular (ver fig 4.2) y presionando *calcular* nos lleva a la interfaz del equipo seleccionado, esto se hace tantas veces como equipos se tenga que calcular.

Costos de instalación: Al termino del cálculo de todos los equipos necesarios para la instalación de la planta, este botón de comando, transfiere el control a la interfaz de *Costo de materiales por tipo de equipo*.

### 4.3. Lectura de datos.

Su función es cargar los factores necesarios, leídos del archivo "materiales.xls" que se usaran para la determinación de la inversión total.

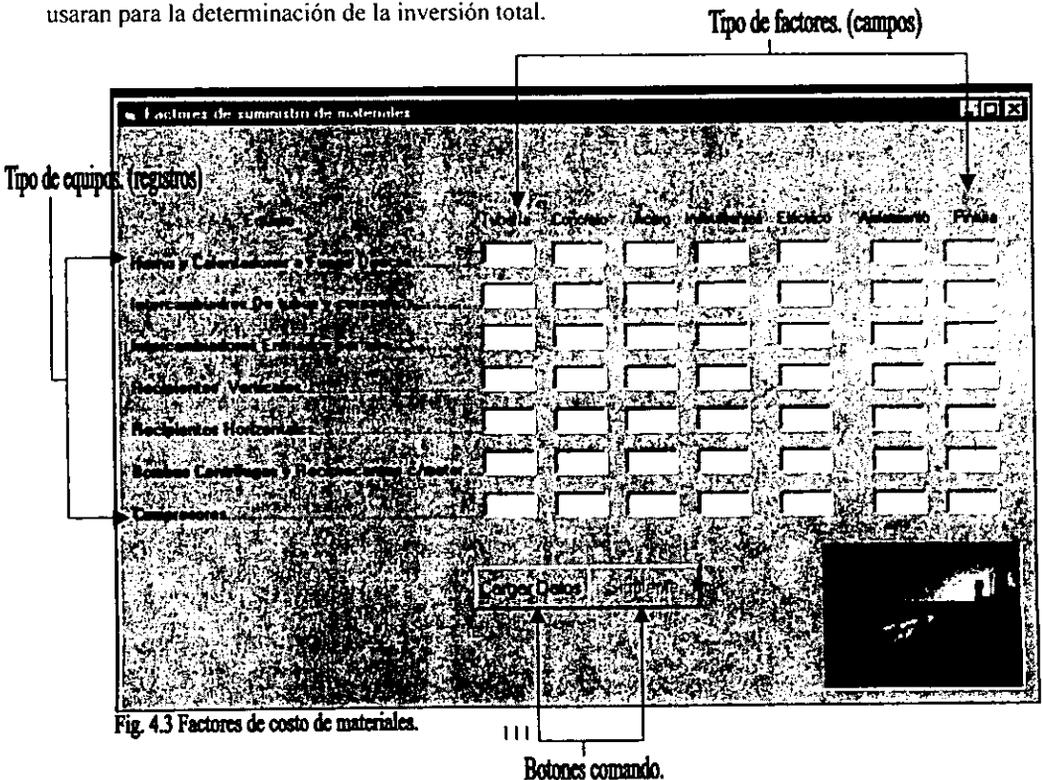


Fig. 4.3 Factores de costo de materiales.

### Factores de costo de materiales. (Fig. 4.3)

En esta interfaz se tienen dos botones comando cargar y siguiente:

Cargar: con esta instrucción se inicia la lectura de los factores de costo de materiales del archivo "materiales.xls" una vez terminada esta tarea se activa el botón comando siguiente.

Siguiente: Con esta opción se transfiere el control a la interfaz *factores de instalación de materiales*.

### Factores de costo de instalación de materiales.

	Tipo	Concreto	Acero	Electrico	Asfaltero	Barrera
Factor de Instalación de Materiales	0.65	0.65	0	0.65	0.55	0.45
Factor de Instalación de Materiales	0.65	0.65	0.55	0.65	0.55	0.45
Factor de Instalación de Materiales	0.65	0.65	0	0.65	0.55	0
Factor de Instalación de Materiales	0.65	0.65	0.55	0.65	0.55	0.45
Factor de Instalación de Materiales	0.65	0.65	0	0.65	0.55	0.45
Factor de Instalación de Materiales	0.65	0.65	0	0.65	0.55	0.45
Factor de Instalación de Materiales	0.65	0.65	0	0.65	0.55	0

Fig. 4.4. Factores de instalación de materiales.

Esta interfaz tiene la misma dinámica que la anterior, pero aquí el botón comando cargar datos, inicia la lectura de los factores de costo de instalación de materiales. El botón comando siguiente pasa el control a la interfaz *factores de instalación de equipos*.

*Factores de costo de instalación de equipos.*

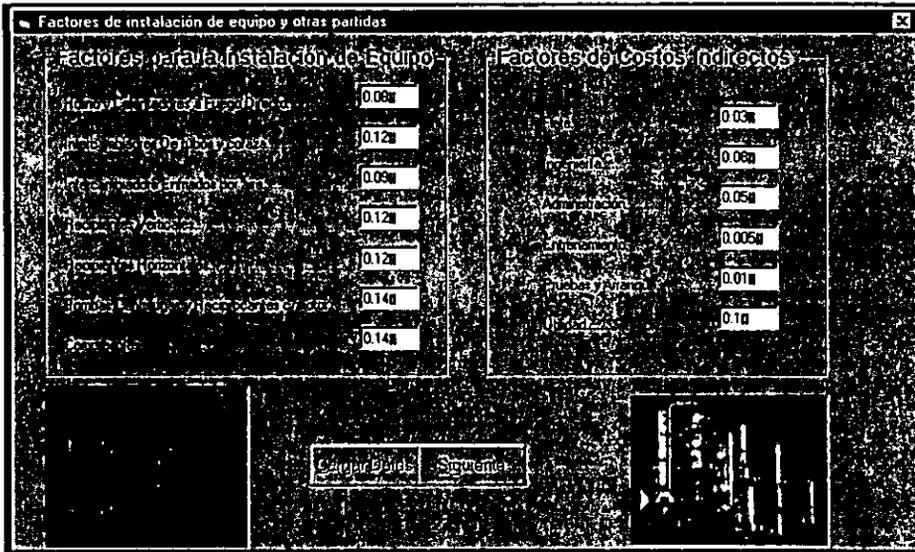


Fig. 4.5. Factores de instalación equipos

Se siguen los mismos procedimientos que en las anteriores, los factores que se cargan son: instalación de equipos, flete, ingeniería, administración, pruebas y arranque, utilidad.(ver fig. 4.5) El botón comando siguiente transfiere el control a la interfaz *índice M&S*

*Índice M&S*

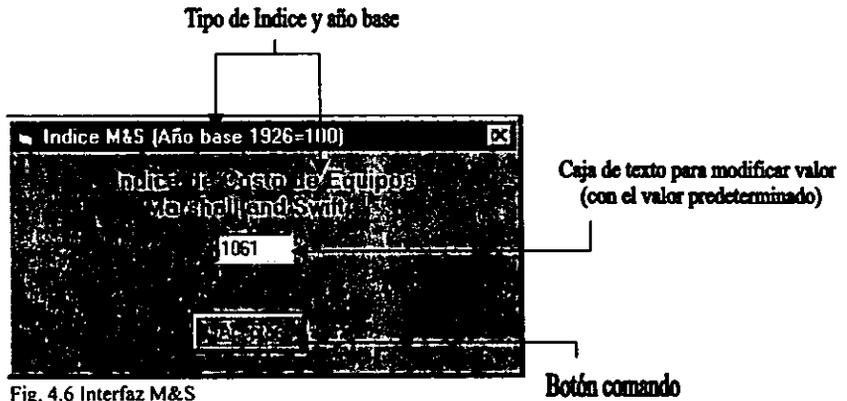


Fig. 4.6 Interfaz M&S

En ésta interfaz el usuario debe ingresar el valor del Índice de Costo de Equipos Marshall & Swift a la fecha que desee obtener la inversión fija, la interfaz ofrece un valor predeterminado ( de 1061 que corresponde a marzo de 1998, base 1926=100) pero puede ser modificado por el usuario.(ver apéndice 2)

En está interfaz el botón comando Aceptar, pasa el control a la interfaz *Menú*. En la interfaz *Menú*, el botón comando factores, permanecerá deshabilitado el resto del procedimiento. Se activa el botón comando calcular y el marco. (ver fig. 4.2)

#### 4.4. Equipos

Estas interfaces requieren dos tipos de datos: datos directos y datos por selección:

**Datos directos:** Es el valor de la variable independiente en las ecuaciones de costo, debido a su amplio rango o gran variedad de valores el usuario deberá dar el valor, en las cajas de texto (fig. 4.7) ej. la cantidad de btu/hr en hornos, el número de ft<sup>2</sup> en intercambiadores, el diámetro y altura de las torres, etc.

**Datos por selección:** Son los factores que corrigen a las ecuaciones de costo, y debido a que sólo pueden tomar ciertos valores, sus valores se pueden seleccionar de menús desplegables o botones de selección (al seleccionar uno, des-selecciona otro de la misma categoría.) Ej. presiones de diseño, diseño de equipo, No. de equipos, material de construcción, etc. (fig. 4.7)

Las interfaces de equipo tienen 2 botones de comando: costo y menú. (fig. 4.7 a 4.15)

**Costo:** Suministrados los datos directos y datos por selección, esté botón comando, mostrara el costo del equipo con las características seleccionadas, lo hará en costo base acero al carbón y costo real, asignándole un número (item). Fig.4.9. Todos los costos son obtenidos en dólares.

Al mostrar el primer costo del equipo, se podrán variar los datos suministrados para realizar otro cálculo, todos los costos aparecerán en forma de lista, y al final de está se encontrara el costo total para esa partida de equipos.(ya sea hornos, intercambiadores, bombas, recipientes, etc.) fig. 4.9.

Menú: Una vez obtenido el costo de todos los equipos de la misma partida, este botón comando transfiere el control a la interfaz Menú, donde se podrá seleccionar otra partida de equipos, esto se podrá hacer hasta completar todas las partidas de equipos que se requieran para la planta bajo consideración.

Las interfaces mostraran cajas de diálogo, si el rango de los datos directos, excede o es menor al rango permitido por la ecuación en uso. (Fig.4.8) De la misma forma si se presiona el botón comando costo, sin haber suministrado los datos directos (la caja de texto este vacía), se atajara el error mostrando una caja de diálogo. Fig. 4.12.

## Horno.

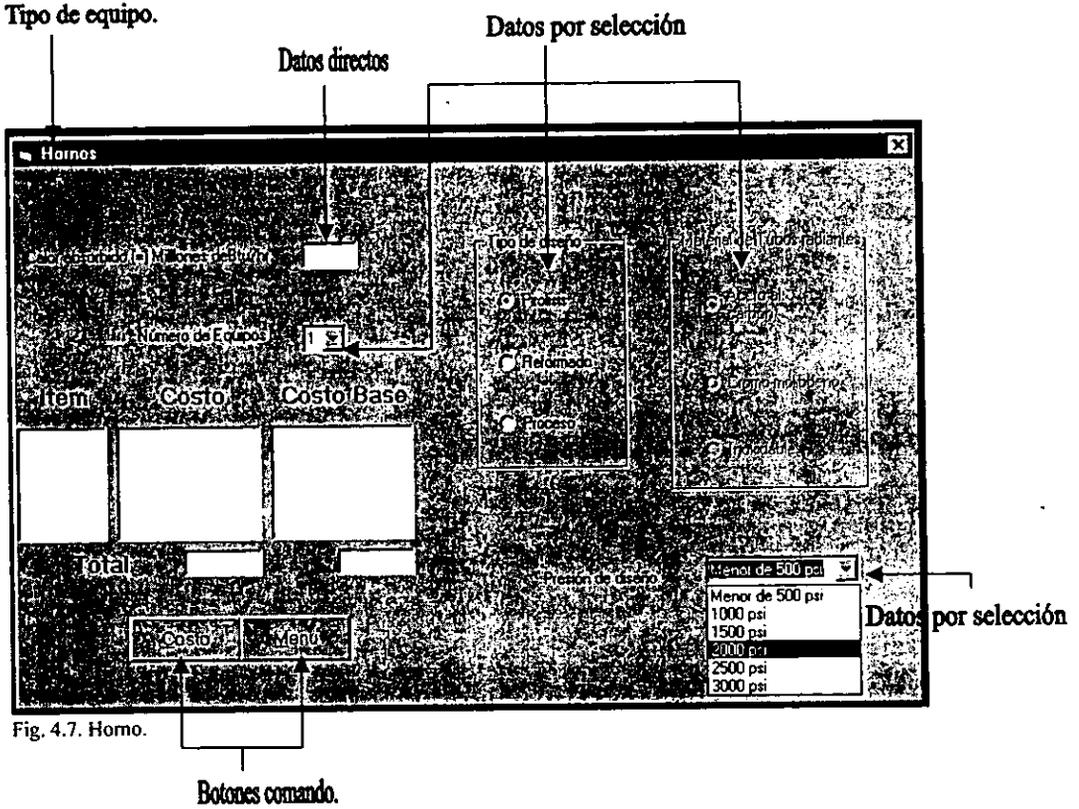


Fig. 4.7. Horno.

Datos directos: carga térmica

Datos por selección: tipo de horno, presión de diseño, material de tubos para el diseño de proceso, número de equipos.

*Calentadores a fuego directo.*

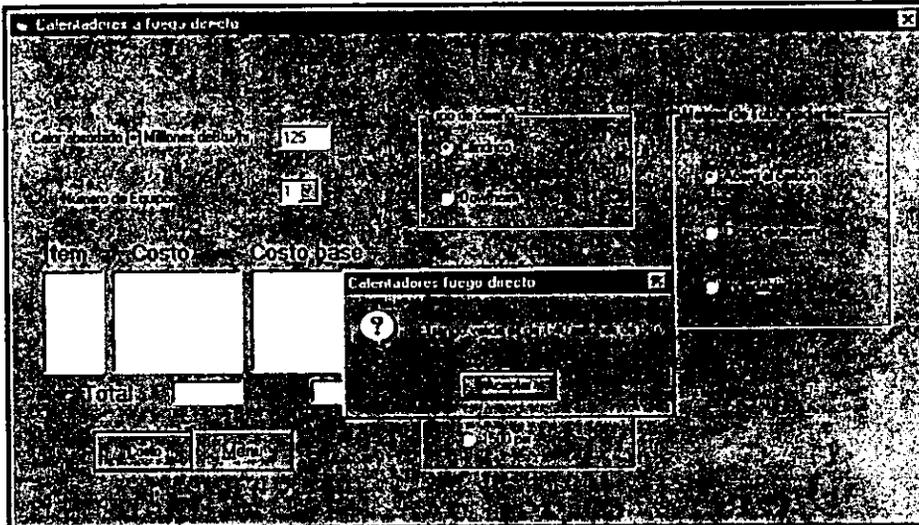


Fig. 4.8. Calentador a fuego directo.

Datos directos: carga térmica

Datos por selección: tipo de horno, presión de diseño, material de diseño, número de equipos.

*Intercambiadores de calor de tubos y coraza.*

Intercambiadores de Calor de tubos y coraza

Tubo en U  
 Tubo en H  
 Tubo en T  
 Tubo en X

Marco de 150 psi  
 200 psi  
 400 psi  
 800 psi  
 1000 psi

Item	Costo	Costo/Bas
EH-1	21347.5961	21347.5961
EH-2	15813.0339	15813.0339
EH-3	49020.4035	15813.0339
EH-4	67205.3939	15813.0339
EH-5	206360.095	15813.0339
EH-6	44434.6243	15813.0339
<b>Total</b>	<b>463.480.02</b>	<b>116.225.8</b>

Fig. 4.9. Intercambiadores de calor de tubos y coraza.

Datos directos: área.

Datos por selección: tipo de Intercambiador, material de tubos y coraza, presión de diseño, temperatura de diseño, número de equipos.

*Intercambiadores de calor enfriados por aire.*

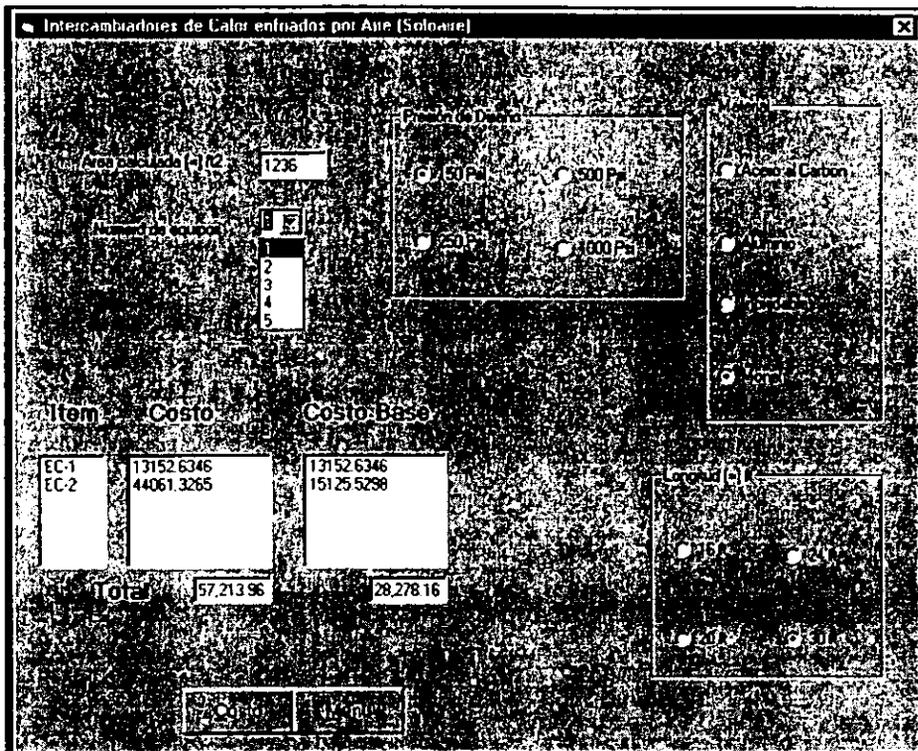


Fig. 4.10. Intercambiadores de calor enfriados por aire.

Datos directos: área.

Datos por selección: presión de diseño, material de tubos, longitud de tubos, número de equipos.

*Recipientes verticales y horizontales.*

Recipientes Verticales y Horizontales

Díametro (in)

Longitud (in)

Instalación:

Vertical

Horizontal

Material de la correa:

Acero al carbón

Acero Inoxidable 316

Monel

Titanio

Presión de diseño (psi)

Costo base

Item	Costo RV	Costo base RV
RV-1	3424.5891	3424.5891
RV-2	3424.5891	3424.5891
RV-3	3424.5891	3424.5891
RV-4	13321.652	3424.5891
<b>Total</b>	<b>23,595.42</b>	<b>13,698.36</b>

Costo base

Item	Costo RH	Costo base RH
RH-1	21416.0844	5505.42
RH-2	21416.0844	5505.42
RH-3	23287.9267	5505.42
RH-4	23287.9267	5505.42
RH-5	23287.9267	5505.42
<b>Total</b>	<b>112,696.95</b>	<b>27,527.1</b>

Fig. 4.11. Recipientes verticales y horizontales.

Datos directos: diámetro, altura.

Datos por selección: presión de diseño, material, fabricación (horizontal o vertical)

*Internos de torres.*

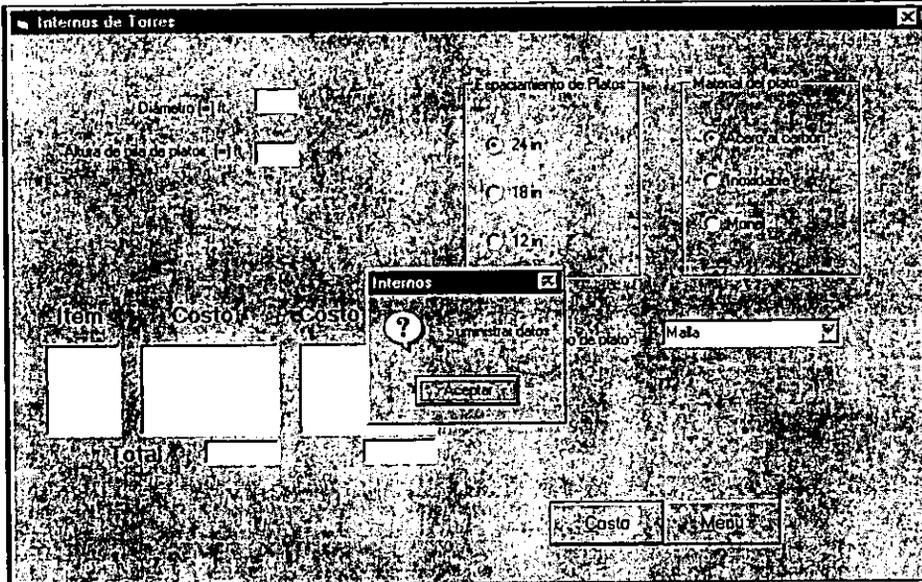


Fig. 4.12. Internos de torre.

Datos directos: diámetro, altura de platos con un espaciamiento de 24 in

Datos por selección: tipo de plato, material, espaciamiento entre platos.

## Bombas centrifugas.

**Bombas Centrifugas**
✕

Capacidad cabeza (ft) bomba:

Número de Equipos:

**Límites de Operación**

Presión de succión: 150 psi  500 psi  1000 psi

Temperatura del Sistema: 250 °F  550 °F  850 °F

Item	Costo	Costo base
BC-1	2250.7248	922.4282
BC-2	1780.2863	922.4282
<b>Total</b>	<b>4.031.01</b>	<b>1.844.86</b>

Material:

- Bronce
- Carpenter 20
- Hastelloy C
- Inoxidable
- Monel
- Niquel
- Titanio
- Worthite

Tipo de Accionador:

Motor

Turbina

Fig. 4.13. Bombas centrifugas.

Datos directos: capacidad\*gasto

Datos por selección: material, presión y temperatura de operación, impulsor, número de equipos.

## Bombas reciprocantes.

Capacidad cabeza (+) gpm/psi: 10000

Número de Equipos: 1

Item	Costo	Costo base
BR-1	10377.2204	4941.5337
<b>Total</b>	<b>10,377.22</b>	<b>4,941.53</b>

Límites de Operación:

Presión de succión: 150 psi, 500 psi, 1000 psi

Temperatura del sistema: 250 F, 550 F, 650 F

Material:

Acero blanco, Acero al carbono, Aluminio, Inoxidable

Tipo de Accionador:

Moto, Accionador directo

Costo Menu

Fig. 4.14. Bombas reciprocantes.

Datos directos: capacidad\*gasto

Datos por selección: material, presión y temperatura de operación, impulsor, número de equipos.

## Compresores.

Potencia al freno (Bhp) 1000

Número de equipos 2

Item	Costo	Costo Base
GB-1	334988.0313	334988.0313
<b>Total</b>	<b>334.988.03</b>	<b>334.988.03</b>

Ver Costo Menu

Tipo de diseño

- Centrifugo/motor
- Reciprocante-vapor
- Centrifugo-turbina
- Reciprocante-motor
- Reciprocante-máquina de combustión interna

Fig. 4.15 Compresores.

Datos directos: potencia al freno.

Datos por selección: tipo de compresor.

#### 4.5 Cálculo de la inversión fija.

Estas interfaces son de lectura para el usuario, sólo se podrán leer los valores que llevan a la determinación de la inversión fija (obtenidos apartir del costo de los equipos y sus factores). Todos los costos obtenidos se dan en dólares.

Estas interfaces sólo cuentan con un botón comando: siguiente, el cual transfiere el control a la siguiente interfaz en la secuencia mostrada abajo.

#### Costo de materiales por tipo de equipo.

Equipo	Librería	Interfaz	Equipo	Librería	Interfaz	Equipo	Librería	Interfaz
Horno	87,160.84	34,664.33	0	34,664.33	17,432.17	8,716.08	0	183,037.76
Calentadores de agua directo	185,864.24	74,345.7	0	74,345.7	37,172.85	18,586.42	0	330,314.91
Intercambiadores De tubos y Coraza	260,045.42	26,004.54	13,002.27	52,009.08	13,002.27	26,004.54	6,501.14	396,563.27
Intercambiadores Enfríos por aire	28,725.35	2,393.78	0	4,787.56	19,150.24	0	2,393.78	57,450.71
Refrigeradores Verticales	163,019.06	27,043.05	20,282.29	33,803.81	13,521.52	20,282.29	3,380.38	287,332.4
Refrigeradores Horizontales	105,392.7	14,052.36	0	14,052.36	14,052.36	14,052.36	3,513.09	165,115.23
Bombas Centrifugas	461.21	36.9	0	36.9	368.97	36.9	18.45	569.33
Bombas Recorridantes	1,235.36	98.83	0	98.83	988.31	98.83	49.42	2,569.6
Compuertas	221,092.1	36,848.68	0	18,424.34	110,546.05	18,424.34	0	405,335.52
Total	1,059,936.3	215,688.17	33,284.56	232,422.92	225,234.74	106,201.77	15,856.25	1,888,684.7

Fig.4.16 Costo de materiales.

Siguiente: transfiere el control a la interfaz costo de instalación de materiales por tipo de equipo.

*Costo de instalación de materiales por tipo de equipo.*

Equipo	Tubería	Concreto	Acero	Instrumentos	Eléctrico	Aislamiento	Pintura	Total
Horno	56,654.54	22,661.82	0	22,661.82	9,587.69	3,922.24	0	115,488.11
Calentadores a fuego directo	120,811.76	48,324.7	0	48,324.7	20,445.07	8,363.89	0	229,356.48
Intercambiadores De tubos y coraza	169,029.52	16,902.95	7,151.25	33,805.9	7,151.25	11,702.04	5,525.97	251,268.89
Intercambiadores Enfriados por a/c.	0	1,555.96	0	3,111.91	10,532.63	0	2,034.71	35,906.69
Recipientes Verticales	109,862.39	17,577.98	11,155.26	21,972.48	7,436.84	9,127.03	2,873.32	180,005.3
Recipientes Horizontales	68,505.25	9,134.03	0	9,134.03	7,728.8	6,323.56	2,986.13	103,811.81
Bombas Centrífugas	299.79	23.98	0	23.98	202.93	16.6	15.68	582.97
Bombas Reciprocantes	903	64.24	0	64.24	543.57	44.47	42	1,561.52
Compresores	143,709.87	23,951.64	0	11,975.82	60,800.33	8,290.95	0	248,728.61
<b>Total</b>	<b>544,637.74</b>	<b>140,197.31</b>	<b>11,155.26</b>	<b>151,074.9</b>	<b>124,429.1</b>	<b>47,790.8</b>	<b>13,477.81</b>	<b>1,166,710.3</b>

Siguiente

Fig. 4.17 Costo de instalación de materiales

Siguiente: transfiere el control a la interfaz costo de suministro e instalación de materiales.

*Costo de suministro e instalación de materiales.*

MATERIALES	SUMINISTRO (C)	INSTALACION (D)
Tubería	3.376.606,51	1.168.118,6
Concreto	740.232,58	481.151,18
Acerá	38.658,81	14.183,11
Instrumentos	651.520,47	423.488,31
Eléctrico	1.125.052,55	618.778,9
Aislamiento	314.310,71	141.439,82
Paintura	29.367,28	24.962,19
Total	6.275.748,93	3.897.263,64

Siguiente

Fig. 4.18 Costo de suministro e instalación de materiales.

Siguiente: transfiere el control a la interfaz costo de suministro e instalación de equipos.

*Costo de suministro e instalación de equipos.*

Costo de suministro e instalación de equipos		
Equipos	SUMINISTRO (A)	INSTALACION (B)
Unidad	9,020,636.77	663,282.26
Calentadores a fuego directo	1,477,017.91	75,721.7
Intercambiadores de calor de tubos / Coraza	1,434,052.56	77,228.01
Intercambiadores Enmascarados / Aire	2,080,835.57	77,170.3
Refrigeradores	1,249,374.77	51,574.96
Refrigeradores Horizontales	3,112,766.3	111,969.2
Internos de Aires	464,679.4	
Bombas Centrífugas	141,750.09	5,894.18
Bombas Recorridas	62,856.79	4,304.25
Compuertas	13,162,508.1	1,842,751.14
Total	32,205,480.3	2,909,896.01

Siguiente

Fig. 4.19 Costo e instalación de equipos.

Siguiente: transfiere el control a la interfaz inversión fija.



Suministro e instalación de equipos: Igualmente muestra la interfaz del mismo nombre para revisar los costos de esas partidas. (ver fig. 4.17 y 4.18)

En la figura 4.21. se muestran la 5 categorías en que están agrupadas las 20 interfaces y la manera en que se relacionan para obtener la Inversión Fija.

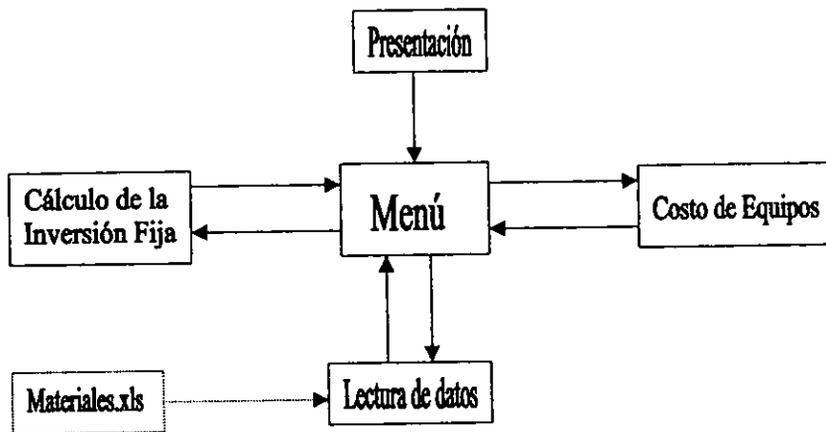


Fig.4.21. Flujo de información entre las 5 categorías de interfaces

## Capitulo 5

## Aplicación del programa

El programa se utilizó para obtener la inversión fija de una unidad de destilación atmosférica.

La selección fue hecha en base a que se conocen los elementos requeridos para realizar la evaluación. <sup>(28)</sup>

La unidad de destilación atmosférica está diseñada para procesar 150000 BPD (capacidad nominal) de crudo cretácico o una mezcla de crudos cretácico y marino en una relación 50/50% en un volumen proveniente de almacenamiento.

El objetivo de la planta es la separación del crudo en sus fracciones comerciales para la obtención de gas combustible, LPG, nafta ligera, nafta pesada, turbosina, kerosina, diesel, gasóleo pesado y crudo reducido, además del tratamiento de las corrientes producto de LPG y de nafta ligera.

### 5.1. Bases de diseño.

Las bases de diseño muestran el conjunto elemental de datos que caracterizan a una planta de proceso.

En ellos se define su funcionalidad y lista de equipo con que deberá contar.

La planta deberá tratar y fraccionar eficientemente crudo cretácico 100% así como una mezcla 50/50 % Vol. de crudo cretácico y crudo marino.

Los crudos a procesar deberán ser desalados antes de pasar a las torres despuntadoras en donde se eliminarán los ligeros cortando hasta naftas ligeras.

Las naftas de despunte se enviarán a estabilización, los gases licuables se recuperarán por compresión y enfriamiento enviándose también a la torre estabilizadora. El crudo despuntado se enviará a la torre de destilación atmosférica en la cual, se obtendrán como productos nafta con una temperatura final de ebullición de 185 °C, turbosina, kerosina, diesel, gasóleo pesado y residuo atmosférico.

Las naftas de la torre atmosférica se enviarán frías como carga de la planta hidrodesulfuradora.

En la torre estabilizadora se obtendrá gas seco que se enviará a gas combustible, LPG que se tratará con DEA y luego con un proceso de tratamiento cáustico, para enviarle a almacenamiento, y naftas estabilizadas que también se procesaran con un tratamiento cáustico, y se enviarán a mezclas de gasolinas, o bien para completar la carga de hidro de naftas.

### **5.1.1. Capacidad, rendimiento y flexibilidad.**

#### **Factor de servicio.**

El factor de servicio con el cual operará la planta será de 0.90.

#### **Capacidad.**

La planta deberá ser diseñada para procesar 165,000 BPDC de crudo (medidos a 17°C), tanto del tipo cretácico como de una mezcla 50/50 Vol. de crudos tipo cretácico y marino.

La capacidad nominal de la planta será de 150,000 BPDC

La capacidad mínima de operación será de 99,000 BPDC

#### **Flexibilidad.**

La planta podrá operar totalmente independientemente de la unidad de destilación al vacío y tendrá la flexibilidad de procesar tanto crudo cretácico 100%, así como una mezcla 50/50% Vol., crudo cretácico y crudo marino, cubriendo los siguientes casos de operación:

- a) Máxima producción de gasolinas.
- b) Máxima producción de diesel.

No se requiere proveer aumento de capacidad por futuras complicaciones.

La planta deberá ser diseñada para que en caso de falla de energía eléctrica tenga facilidad de efectuar un paro ordenado.

A falta de aire de instrumentos, la planta contará con un sistema alternativo de suministro de aire para emergencia, fuera de L.B.

### 5.1.2. Especificaciones de las alimentaciones de proceso.

La planta será diseñada para procesar las corrientes de crudo primario con las siguientes especificaciones:

Crudo.	Cretácico	Mezcla 50/50 Cretácico/marino
Peso específico	0.9	0.91
Grados API.	32.4	30
Viscosidad	53.4	204
Contenido de NaCl	30	130
Azufre total %peso	1.4	3
Contenido de H <sub>2</sub> S PPM	115	190
Contenido de gases		
Metano	4.0	2.8
Etano	8.2	8.5
Propano	31.7	32.7
Isobutano	12.0	12.0

### 5.1.3. Especificaciones de los productos.

Gasolina

TFE (ASTM), °C.	185° max
TS-95%	11.0

Turbosina

TFE (ASTM), °C.	300° max
TS-95%	25
Temperatura de congelación °C	-50 máx
Temperatura de inflamación °C	38 min

Kerosina

TFE (ASTM), °C.	300° max
TS-95%	10
Temperatura de inflamación °C	-41 máx
Punto de humo, mm.	20 mín

Diesel.

TFE (ASTM), °C.	380° max
TS-95%	2.8
Temperatura de inflamación °C	52 mín
Indice de Cetano.	50 mín

#### 5.1.4. Alimentación a la planta.

La planta estará diseñada para recibir la carga de crudo cretácico o la mezcla de crudos con las siguientes condiciones:

Alimentación de tanque	Edo. fisico	Presión man. Kg/cm <sup>2</sup>	Temperatura °C	Forma de recibo.
Crudo Cretácico	Liq.	1.5	15	Tubería
Mezcla C/M	Liq.	1.5	15	Tubería

#### 5.1.5. Productos en límites de batería.

Producto	Edo. fisico	Presión man. Kg/cm <sup>2</sup>	Temp. (°C)	Forma de entrega
Gas licuado	líquido	20	40	tubería
Gasolina tratada para mezcla.	líquido	6	40	tubería
Turbosina	líquido	7	40	tubería
Kerosina	líquido	7	40	tubería
Diesel	líquido	7	50	tubería
Residuo a tanques de carga de vacío	líquido	10	80	tubería
Combustóleo a tanques	líquido	10	99	tubería

### 5.1.6. Eliminación de desechos.

Se contará con una planta de tratamiento de aguas amargas dentro del área de la planta.

La planta contará con drenaje pluvial, drenaje aceitoso, y drenaje sanitario.

El agua y el drenaje de los baños deberán ser totalmente independientes de otros sistemas.

No se permitirá la emisión de gases tóxicos, explosivos o corrosivos a la atmósfera por lo que deberán quemarse y/o recuperarse.

### 5.1.7. Instalaciones requeridas de almacenamiento.

#### Alimentaciones.

Se contará solamente con tanques de almacenamiento de combustóleo, aceite de limpieza y agentes químicos.

#### Productos.

El almacenamiento de los productos será fuera de límites de batería.

### 5.1.8. Servicios auxiliares.

Serán proporcionados en L.B. según se indica a continuación.

#### Vapor.

Nivel	Presión Kg/cm <sup>2</sup>	Temperatura °C	Calidad	Disponibilidad.
Media presión	20	280	Sobrecalentado	la requerida
Baja presión	5	160	saturado	la requerida

#### Agua de enfriamiento.

La fuente de suministro de reposición de agua a la torre de enfriamiento serán pozos.

Las condiciones del agua de enfriamiento en L.B. son:

	Presión man. Kg/cm <sup>2</sup>	Temperatura °C
Entrada	7	40
Salida	3	50

#### Agua para servicios y uso sanitario.

Presión:	3.5 kg/cm <sup>2</sup>	(50 psig)
Temperatura:	32.0°C	(90°F)

#### Agua contraincendio.

El sistema de agua contraincendio deberá apegarse a la Norma de PEMEX.

Presión Mínima en L.B. 7.0 Kg/cm<sup>2</sup>

#### Agua de proceso

La fuente de suministro del agua de proceso será agua tratada. Se contará con una línea de reposición de agua, que será cruda y filtrada y tendrá las siguientes condiciones en L.B.:

Presión:	4 Kg/cm <sup>2</sup> man.	50 Psig
Temperatura:	40°C	90°F
Gasto:	El requerido	

#### Aire de instrumentos.

El aire de instrumentos será suministrado en L.B. con las siguientes condiciones:

Presión:	5.0 Kg/cm <sup>2</sup>
Temperatura:	38°C
Temperatura de rocío	
Máxima	-10 °C
Normal	-25 °C
Mínima	-32 °C

## Alimentación de energía eléctrica.

Será suministrada a través de 2 alimentadores con las siguientes especificaciones:

Tensión:	13800 Volts.
Número de fases:	3
Frecuencia:	60 ciclos
Capacidad ininterrumpida de corto circuito:	750 MVA
Factor de potencia mínima:	0.8
Material de conductores:	Cobre

### 5.1.9. Lista de equipo.

#### Hornos

Clave	Servicio	Cantidad	Tipo	Capacidad (Mbtu/hr)	Temperatura (°F)	Presión (psia)	Material tubos
H-1	Calentamiento crudo	2	Proceso	298.99	370	215	Cr-Mo
H-2	Calentamiento crudo	1	Proceso	40	223	330	Cr-Mo

#### Cambiadores de calor de tubos y coraza

Clave	Servicio	Tipo	Cantidad	Area unitaria (ft <sup>2</sup> )	Número de tubos	Diametro (in)	BWG	Presión (psia)	Temperatura (°F)	Material coraza/tubos
EH-1	Jet fuel-crud	AES	4	5173.00	988	1	12	124.99	408.20	A.C./monel
EH-2	upper reflux	AES	8	3727.96	712	1	12	123.00	381.20	A.C./inox
EH-3	heavy gasoil	AES	2	5424.00	1036	1	12	126.98	651.20	A.C./inox
EH-4	kerosene	AES	2	3789.96	724	1	12	139.92	528.80	A.C./A.C.
EH-5	diesel/crude	AES	4	3943.03	754	1	12	152.00	615.20	inox/inox
EH-6	Tower R.	AES	4	5225.98	998	1	12	96.98	500.00	A.C./A.C.
EH-7	Topped C.	AES	16	5423.92	1036	1	12	330.89	627.80	A.C./inox
EH-8	Topping	AJS	3	5164.51	1644	0.75	16	37.96	307.40	A.C./inox
EH-9	Almos	AJS	10	4681.00	894	1	14	9.52	296.60	A.C./inox
EH-10	Water Heater	AES	4	2155.00	686	0.73	16	276.86	298.40	A.C./A.C.
EH-11	Salted Water	AES	4	1815.43	578	0.73	12	79.91	114.80	A.C./A.C.
EH-12	Jet fuel	AHS	1	2094.00	500	1	12	12.94	449.60	A.C./inox
EH-13	kerosene	AHS	1	3926.67	776	1	12	16.00	532.40	A.C./inox
EH-14	diesel/crude	AHS	2	4059.71	776	1	16	18.05	588.20	inox/inox
EH-15	jet fuel	AES	2	3750.00	1194	0.75	16	114.89	294.80	A.c./monel
EH-16	Kerosene	AES	2	1771.95	564	0.75	16	120.00	140.00	A.c./inox
EH-17	Diesel cooler	AES	1	2374.94	756	0.75	16	127.98	140.00	A.C./A.C.
EH-18	heavy gasoil	AES	1	1243.98	396	0.75	16	111.91	140.00	A.C./inox
EH-19	Gas comp.	AJS	1	1064.98	452	0.75	16	217.99	285.80	A.C./A.C.
EH-20	Treated	AES	2	1199.95	382	0.75	16	50.05	298.40	A.C./A.C.
EH-21	Naphta	AES	2	1243.98	396	0.75	16	112.90	120.20	A.C./inox

## Torres

Clave	Descripción	Posición	Cantidad	Diam. sup (ft)	Diam. Inf. (ft)	Promedio (ft)	Longitud (ft)	Espesor (in)	Temperatur (°F)	Presión (psia)	Material
RV-1	Despuntadora	V	1	8.50	16.00	12.25	51.77	0.87	442.40	39.81	inox
RV-2	Despuntadora	V	1	8.50	16.00	12.25	15.50	0.87	442.40	39.81	inox
RV-3	Atmosférica	V	1	25.00	-	-	141.11	0.75	707.00	75.36	inox
RV-4	Agotadora	V	1	9.00	-	-	32.26	0.87	680.00	61.14	inox
RV-5	Agotadora	V	1	9.00	-	-	30.35	0.87	680.00	61.14	inox
RV-6	Agotadora	V	1	9.00	-	-	37.80	0.87	680.00	61.14	inox
RV-7	Rec. Agotadora	V	1	9.00	-	-	11.46	1.14	680.00	61.14	inox

## Recipientes

Clave	Descripción	Posición	Cantidad	Diametro (ft)	Longitud (ft)	Espesor (in)	Temperatura (°F)	Presión (psia)	Material
RH-1	Desaladora	H	2	12.00	80.00	-	-	-	A:C
RH-2	Desaladora	H	2	12.00	80.00	-	-	-	A:C
RH-3	Acumulador de torre	H	2	8.50	24.00	0.51	339.80	82.47	A:C
RH-4	Acumulador de torre	H	1	11.00	35.00	0.62	336.20	75.36	A:C
RH-5	Separador de compresor	H	1	2.49	9.00	0.62	320.00	275.86	A:C
RV-8	Tanque succión compresor	V	1	2.99	8.00	0.39	338.00	82.47	A:C
RH-7	Tanque colector de A.A.	H	1	3.33	10.00	0.51	338.00	82.47	A:C

## Bombas

Clave	Descripción	Tipo	Cantidad	temperatura							Accionador	Material
				BHP (HP)	EFI (%)	Operación (°F)	Cabeza (ft)	Presión (psi)	Capacidad (GPM)	Capacidad* Cabeza (GPM*psi)		
PC-1	Alimentación de crudo	Centrifuga	2	746.5	80	88	1203.74	446.5	2895.12	1292671.08	Motor	Inox.
PC-2	Alimentación de crudo	Centrifuga	2	746.5	80	68	1194.29	446.5	2895.20	1292706.80	Motor	Inox.
PC-3	Agua desaladora	Centrifuga	2	15	80	325.8	258.53	315.68	253.08	79892.29	Motor	A.C.
PC-4	Agua desaladora	Centrifuga	2	15	80	325.8	258.53	315.68	253.08	79892.29	Motor	A.C.
PC-5	Crudo	Centrifuga	2	326.4	80	412.2	527.55	223.25	2986.20	666669.15	Turbina	Inox.
PC-6	Crudo	Centrifuga	2	326.4	80	412.2	527.55	223.25	2986.20	666669.15	Turbina	Inox.
PC-7	Nafta de despuntad.	Centrifuga	2	72.9	80	120	825.45	284.4	507.36	144293.18	Motor	A.C.
PC-8	reflujo de nafta	Centrifuga	2	69	80	120	220.14	78.21	1674.60	130970.47	Motor	Inox.
PC-9	reflujo de torre atm	Centrifuga	2	55.5	80	120	419.94	143.62	706.09	101408.65	Turbina	Inox.
PC-10	Recirculación	Centrifuga	2	918.9	80	391	225.39	130.82	2427.28	317536.77	Turbina	A.C.
PC-11	Turb. Producción	Centrifuga	2	43.4	80	444.3	322.50	137.93	757.46	104478.46	Turbina	Inox.
PC-12	Kerosina prod.	Centrifuga	2	29	80	549.1	369.42	146.46	439.56	64377.96	Motor	Inox.
PC-13	Recirculación Inf.	Centrifuga	2	109.3	80	538	109.64	108	2882.15	311272.20	Motor	Inox.
PC-14	Diesel producto	Centrifuga	2	93.9	80	569.3	445.20	162.1	1187.54	189258.23	Motor	Inox.
PC-15	Gasoleo pesado	Centrifuga	2	32.8	80	623	350.39	135.09	1498.50	67342.37	Motor	Inox.
PC-16	Residuo	Centrifuga	3	335.2	80	68.2	959.31	379.67	1608.36	610646.04	Motor	Inox.
PC-17	Flujo de desp.	Centrifuga	2	72.9	80	120	825.45	288.66	507.36	146454.54	Turbina	A.C.
PC-18	Agua amarga	Centrifuga	2	3.39	80	120	89.23	42.66	153.76	8559.40	Motor	A.C.
PC-19	nafta recuperada	Centrifuga	2	2.35	80	120	276.57	282.97	61.38	17368.70	Turbina	Inox.

## 5.2. Inversión fija.

Proyecto: Unidad de destilación atmosférica		Fecha: Octubre 1998	
Capacidad: 150000 BPD de crudo cretácico		Elaborado por: Santiago Rugerio	
Localización: Cadereyta		Costo en US dls: \$52,029,478.00	
Cliente: Facultad de Química		Tipo de cambio: 10.45 pesos	
Equipo	Suministro (A)	Instalación (B)	
Hornos	7,594,252.00	675,044.00	
Calentadores a fuego directo	--	--	
Intercambiadores de tubos y coraza	18,792,824.00	912,898.00	
Intercambiadores de calor enfriados por aire.	--	--	
Recipientes verticales.	562,843.00	57,358.06	
Recipientes horizontales.	467,016	65,382.00	
Internos de torres.	--	--	
Bombas con accionador	1,693,226.00	166,379.00	
Compresores	--	--	
<b>TOTAL</b>	<b>29,110,164.00</b>	<b>1,854,725.00</b>	

Materiales	Suministro (C)	Instalación (D)
Tubería, válvulas y conexiones.	4,696,761.00	3,287,733.00
Concreto.	849,195.00	591,317.00
Acero.	285,843.00	171,505.00
Eléctrico.	1,228,980.00	858,206.00
Instrumentos.	840,834.00	488,902.00
Aislamiento.	593,377.00	294,609.00
Pintura.	165,554.00	147,959.00
<b>TOTAL DE MATERIALES</b>	<b>8,660,548.00</b>	<b>5,840,234.00</b>

Concepto	Método propuesto	Método base real
	US Dls	US Dls
Equipo. (A)	29,110,164.00	29,110,164.00
Materiales. (C)	8,660,548.00	8,660,548.00
Construcción. (B+D)	7,694,960.00	7,694,960.00
Indirectos de construcción. (32% (B+D))	2,562,387.00	2,562,387.00
Ingeniería.	1,390,311.00	2,911,016.14
Flete.	417,093.00	873,304.00
Administración.	695,155.00	1,455,508.00
Entrenamiento.	69,515.00	145,550.00
Pruebas y arranque.	139,031.00	291,101.00
Utilidad.	1,390,311.00	2,911,016.00
<b>Inversión total.</b>	<b>52,029,478.00</b>	<b>56,515,559.00</b>

Método	Estimado de la Inversión Total	% de error con respecto al propuesto
Propuesto	\$52,029,478.00	-
Normal	\$56,515,559.17	+ 8.62%
Lang*	\$65,900,754.21	+ 26.66
Lang actualizado**	\$45,185,116.13	- 13.15

\*El costo del equipo fue en base acero al carbón

\*\*Coronel y Rodriguez <sup>(20)</sup> hacen un estudio en el que determinan un factor de Lang de 3.25 para procesos con líquidos del análisis de 11 plantas construidas entre 1980 y 1995

### 5.3. Análisis de Resultados.

#### Método propuesto vs Método normal

El costo de la unidad de destilación se realizó utilizando los factores en su valor más alto, el cual se justifica como primera aproximación.

El resultado hace evidente la ventaja de llevar el equipo a su base en acero al carbón para determinar los costos de todas las partidas de ingeniería. La idea básica es que los componentes de erección, materiales y su instalación son los mismos para ambos, equipos de aleación y equipos acero al carbón, el ignorar este hecho repercute en el estimado que se este llevando acabo, reflejándose en estimados altos.

El 8.62% de error en la realización de un estimado con un mismo método, demuestra que la experiencia del que realice el estimado influye en el resultado. (lo mismo cuando se hace la selección de factores de suministro e instalación de material), lo cual muestra, las dos partes fundamentales de cualquier estimado: método y estimador.

### **Método propuesto vs Método Lang (clásico)**

El método de Lang clásico fue propuesto en junio de 1948, el cual ya es obsoleto, debido a que las plantas presentan perfiles de costo diferentes debido al desarrollo de nuevas tecnologías de proceso. Algunas de las condiciones que influyeron en estos cambios:

- La crisis de energía de 1970 y 1980, llevaron a examinar varios procesos para bajar los costos de producción. Esta meta se ha sido lograda minimizando la demanda total de energía lo cual se logro incrementando el aprovechamiento de la energía en varios equipos y por decidirse a recobrar el calor o energía generado.
- Una fuerte atención a los problemas ambientales y de seguridad en las plantas: El esfuerzo sobre la calidad ambiental ha incrementado substancialmente las inversiones para reducir la emisión de contaminantes, mientras que la seguridad en las plantas ha reducido el número de accidentes.
- El rápido desarrollo de la tecnología: Ha sido posible empleando equipo de control de proceso superior al del pasado para no sólo hacer nuevos productos, si no para aumentar la calidad de producción y bajar costos de operación.

Estos cambios a las operaciones de las plantas ha resultado en cambios al diseño de la planta, y así en los cambios en los costos del equipo.

El 26.66% en el error demuestra que la elección del método es importante y aun más el conocer las bases sobre el cual fue desarrollado.

### **Método propuesto vs Método Lang (actualizado)**

El método actualizado al igual que el clásico en su tiempo, es un excelente método para tener una idea más clara del costo final esperado en un estimado, lo cual representa una gran ayuda para aquellas persona que no este familiarizadas con los diferentes métodos, como lo sería el cliente de una firma de ingeniería o un estimador principiante.

El -13% de error muestra que dos estimados se pueden complementar en diferentes etapas de un proyecto para ir definiendo el costo final de un estimado.

## Capitulo 6

## Conclusiones

La estimación de costos discutida, tiene un tremendo impacto en las economías nacionales, y así en sociedades, individuos y estándares de vida. La decisión de "va o no va" sobre un proyecto, ya sea de \$100,000 o \$10 billones, es hecha sobre bases económicas, lo cual es reflejo de la disponibilidad y exactitud de un estimado, esto aplica tanto a la industria privada como pública, los presupuestos nacionales no son otra cosa que una compilación de pequeños estimados de costos y gastos. Así mismo el uso de la computadora en la determinación de estos estimados y en general en cualquier ámbito ayuda al profesionista a generar resultados de manera rápida y precisa, lo que le libera tiempo, el cual deberá ocupar en el análisis de los resultados más que en su generación.

En este trabajo se conjuntó lo anterior en el desarrollo de un software, que permite la estimación de costos de plantas de proceso, en un ambiente en el que el usuario toma sus propias decisiones para llegar al estimado que más refleje su particular punto de vista, debido a la flexibilidad del sistema (selección de factores), esto se logra con el uso de la interface gráfica de usuarios (GUI), que a tenido gran auge y a demostrado que es la mejor manera de llegar a un mayor número de usuarios, en este caso estudiantes.

El método modular ofrece una gran flexibilidad, que es de gran utilidad en estos tiempos de cambios constantes, un ejemplo es la creciente necesidad de instrumentar los procesos con sistemas de control, dependiendo de la complejidad del proceso, la planta necesitara controles simples o sofisticados, es decir muchos o pocos lazos de control, como resultado de lo anterior el costo de la planta ya no dependerá sólo del equipo, si no también del tipo de controles, el método modular salva este escolló, modificando el factor de instrumentación de los equipos con lo cual se reflejarían las condiciones particulares del proceso. Lo anterior muestra una de las muchas maneras en que se puede usar el método modular.

## Apéndices

## APÉNDICE A

Valores del factor R para la Escalación de Plantas más Específicas, por el Método de las Seis Decimos <sup>TM</sup> .				
Producto del proceso.	Proceso	Rango de capacidad	Unidades	Exponente
Acetaldehído	Etileno	2-84	1000 Ton/año	0.41
Acido acético	Metanol	2-64	1000 Ton/año	0.59
Acetona	Propileno	9-300	1000 Ton/año	0.55
Acetileno	Gas natural			0.70
Fibra acrílica	Acrlonitrilo	3-24	1000 Ton/año	1.02
Acrlonitrilo	Acetileno, cianuro de hidrogeno.	16-261	1000 Ton/año	0.60
Alumina	Bauxita	34-365	1000 Ton/año	0.54
Amoniaco	Gas natural	37-110	1000 Ton/año	0.63
Amoniaco	Vapor-metano reformado	37-1095	1000 Ton/año	0.72
Amoniaco(sólo)				0.90
Sulfato de amonio	Amoniaco-acido sulfúrico cristalizado.	22-400	1000 Ton/año	0.67
Aromáticos		3-365	1000 Ton/año	0.40
Butadieno	Butilenos	16-164	1000 Ton/año	1.02
Butanol	Propileno	11-365	1000 Ton/año	0.48
Butanol	Butileno	2-40	1000 Ton/año	0.69
Alcohol butílico	n-butanol	4-350	1000 Ton/año	0.55
Cloro	Electrolítico.			0.75
Cracking	Térmico	2-68	1000 barriles/día	0.65
Cracking (sólo)	Térmico			0.51
Destilación	vacío			0.80
Destilación	Atmosférica	20-500	1000 barriles/día	0.90
Etanol	Sintético	1-100	1000 Ton/año	0.60
Oxido de etileno	Etileno	18-292	1000 Ton/año	0.80
Formaldehído	Metanol	16-365	1000 Ton/año	0.66
Glicol	Etileno-cloro	2-43	1000 Ton/año	0.79
Melamina	Diciandiamina	5-55	1000 Ton/año	0.70
Acido nítrico	Amoniaco	18-365	1000 Ton/año	0.59
Fenol	Benzeno, tolueno	9-365	1000 Ton/año	0.68
Fenol	Cumeno	36-365	1000 Ton/año	0.72
Poliétileno (alta presión)		3-90	1000 Ton/año	0.67
Poliétileno (baja presión)		3-70	1000 Ton/año	0.90
Estireno		20-200	1000 Ton/año	0.80
Urea		37-110	1000 Ton/año	0.70
Urea	Amoniaco, CO <sub>2</sub>	20-365	1000 Ton/año	0.64
Acetato de vinilo	Etileno	20-365	1000 Ton/año	0.65
Hidrogeno	Gas natural	1-10	Millones std ft <sup>3</sup> /día	0.57
Hidrogeno	Gas Natural	10-50	Millones std ft <sup>3</sup> /día	0.68
Oxigeno	Aire (licuado)	14-365	1000 Ton/año	0.59
Cloruro de polivinil (PVC)	Etileno, Cloro	6-237	1000 Ton/año	0.82

## APÉNDICE B

En la siguiente tabla se presenta la tendencia del Marshall and Swift Equipment Cost Index de 1968 al 1998, con el año base de 1926=100. Todos los índices son calculados a partir de un año base y varían dependiendo del año seleccionado. Para convertir todos los índices a un año base común, se utiliza la siguiente relación:

Valor del índice<sub>(base nueva)</sub> = (Índice<sub>(base anterior)</sub> a ser convertido / Índice<sub>(base anterior)</sub> para el año base deseado) \* 100

		1989	892.2
		1990	913.3
1968	273.1	1991	929.8
1969	285.0	1992	941.9
1970	303.3	1993	962.1
1971	321.3	1994	993.0
1972	332.0	1995	1027.5
1973	344.1	1996	1039.2
1974	398.4	1997	1056.8
1975	444.3	Hasta marzo	1061.2
1976	472.1	1998	
1977	505.4		
1978	545.3		
1979	599.4		
1980	659.6		
1981	717.2		
1982	744.5		
1983	759.1		
1984	779.0		
1985	789.0		
1986	796.9		
1987	811.4		
1988	848.4		

## Bibliografía

- 1) Jelen F. C., "Cost and Optimazation Engineering." Mc Graw hill. USA. 1983, 321-381
- 2) Hollan F.A., Watson F.A and Wilkinson J.K.; "Methods of Estimating Proyect Factibility" Chem. Eng. Octubre 1,80 (1973)
- 3) Presler S.A. and Kuo M.T., "Cost Estimating by Computer." Chem. Eng. Mayo 29,84 (1972)
- 4) Gallagher "Rapid estimation of plant costs" Chem. Eng. Diciembre 1967 pp.89
- 5) Williams R., "Six-Tenthsfactor" Chem. Eng. Abril 1950 pp.112-114
- 6) Chilton "Six-Tenths factor Applies to Complete" Chem. Eng. Abril 1950 pp.112-114
- 7) Remer and Lawrence "Estimate costs of scaled-up process plant." Chem. Eng. Abril 1990 pp.138-175.
- 8) Hans J. Lang "Engineering Approach to Preliminary Cost estimates." Chem. Eng. Septiembre 1947 pp.130-133.
- 9) Hans J. Lang "Cost Relationships in Preliminary cost Estimation." Chem. Eng. Octubre 1947 pp.117-121.
- 10) Hans J. Lang "Simplified Approach to Preliminary Cost Estimates." Chem. Eng. Junio 1948 pp.112-113.
- 11) Peters and Timmerhaus "Plant Desig and Economics for chemical Engineers".Mc-Graw Hill. USA. 1980
- 12) Hirsch ans Glazier, "Estimating Plant Investment Costs." Chem. Eng. Prog. 56(12), 37(1960).
- 13) Stallworthy Chem Eng. June 1970.
- 14) Chavvel "Manual of Economic Analysis of Chemical Processes." Mc-Graw Hill. USA: 1981
- 15) Allen D.H. "Revised Technique for predisig Cost Estimating." Chem. Eng. Marzo 3,142 (1975).
- 16) Miller C.A.; "New Cost Factors Give Quick, Accurate Estimating." Chem. Eng. Septiembre 13, 1965 pp.226.Abril 1990 pp.138-175.
- 17) Guthrie "Capital Cost Estimating". Chem. Eng. 76(6),114 (1969)

- 18) Gael D. Ulrich. "Diseño y Economía de los Procesos de Ingeniería Química" Interamericana México, 1986
- 19) Branislav plavsic "Estimate costs of plants worldwide" Chem. Eng. Agosto 1993 pag. 100-104.
- 20) Coronel and Rodríguez "A better way to price plants" Chem. Eng. Marzo 1992 pag. 124-127.
- 21) Slavsky and Klumpar "Updated cost factors: process equipment" part1 Chem. Eng. Julio 22, 1985 pag. 73-74
- 22) Slavsky and Klumpar "Updated cost factors: Commodity material" part2 Chem. Eng. Agosto 19, 1985 pag. 76-77
- 23) Slavsky and Klumpar "Updated cost factors: Unstallation labor" part3 Chem. Eng. Septiembre 16, 1985 85-87
- 24) Arthur Kerridge "Engineering and construction proyect management" Gulf publishing company 1986
- 25) Johns Page "Conceptual cost estimating manual" . Gulf publishing company 1984
- 26) "Guía completa de Visual Basic para windows" Ross Nelson Mc-Graw Hill 1993
- 27) "Notas para el curso de Visual Basic Avanzado" Unidad de computo académico, Fac. de Ingeniería.
- 28) Apuntes de la materia de Ingeniería Económica, semestre 96-2