

# SEP INSTITUTO TECNOLÓGICO de celaya

I.Q./072/98

Asunto: *Aprobación de Impresión  
de Tesis de Maestría.*

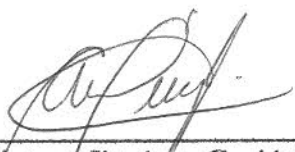
Celaya, Gto., a 5 de junio de 1998.

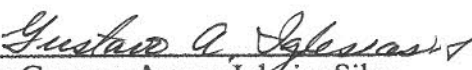
Dr. Rafael Chávez Contreras  
Jefe del Departamento de  
Ingeniería Química  
P r e s e n t e


De acuerdo con la convocatoria hecha por esa Jefatura a su digno cargo, con el fin de determinar si se aprueba o no la impresión del Proyecto de Tesis de Maestría, titulado: **"Estimación de Inversiones para Equipos Principales de Proceso"**, presentado por el **ING. JULIO SIAS ANAYA**, comunico a usted que esta Comisión Revisora de Tesis ha tenido a bien aprobar la impresión de este trabajo.

Lo anterior, para los efectos consiguientes.

Atentamente,

  
\_\_\_\_\_  
Dr. Arturo Jiménez Gutiérrez  
Presidente

  
\_\_\_\_\_  
Dr. Gustavo Arturo Iglesias Silva  
Secretario

  
\_\_\_\_\_  
Dra. Cristina Coronado Velasco  
Vocal

\_\_\_\_\_  
Dr. Fernando Tiscareño Lechuga  
Vocal Suplente

RCHC/ggr\*



# ESTIMACION DE INVERSIONES PARA EQUIPOS PRINCIPALES DE PROCESO

Elaborado por: Julio Sías Anaya

## RESUMEN

Los métodos cortos de estimación de inversiones para procesos químicos tienen un valor especial en las etapas iniciales del diseño de un proceso, pues permiten analizar alternativas o realizar estimaciones de la rentabilidad potencial del proceso de una manera eficiente. El método de Guthrie es uno de los métodos más ampliamente utilizados para realizar este tipo de estimaciones. Sin embargo, el método fue creado en 1968 y los costos se ven afectados por el tiempo, ocasionando que las estimaciones pierdan exactitud. Además, Guthrie plantea que los factores por ajuste y los índices de costo se apliquen al costo base del equipo, lo cual parece cuestionable, pues los factores deberían afectar al costo total del equipo.

En el presente trabajo se plantea una modificación del método de Guthrie para varios equipos de procesos químicos, como son intercambiadores de calor, recipientes a presión y columnas de destilación de platos. La modificación pretende compensar los ajustes realizados por Guthrie y se realiza utilizando una ecuación simplificada para la estimación, en la cual al costo de adquisición se le aplica directamente un factor de instalación. Se estiman los nuevos factores para costos comprendidos entre 1982 y 1988. Se comparan los costos obtenidos mediante la nueva ecuación contra los estimados por la secuencia de ecuaciones original de Guthrie, y se establecen lineamientos generales para mejorar las estimaciones.

Los resultados muestran que la secuencia original de Guthrie con los factores reajustados y la ecuación propuesta para cada tipo de equipo presentan valores muy cercanos entre sus estimaciones. Sin embargo, los nuevos factores para el modelo original carecen de un significado físico, lo que indica que la forma de la estructura propuesta por Guthrie no proporciona un modelo adecuado para realizar estimaciones. Por otro lado, la ecuación simplificada propuesta como alternativa provee factores que cumplen con su significado físico.

Dirigida por: Dr. Arturo Jiménez Gutiérrez

## AGRADECIMIENTOS

A Dios por permitirme llegar a este momento de mi vida.

A mi Asesor Dr. Arturo Jiménez Gutiérrez por su valioso apoyo para la realización satisfactoriamente este proyecto.

A mi comité revisor Dr. Fernando Tiscareño L., Dr. Gustavo Arturo Iglesias S. y Dra. Cristina Coronado V. por todas las acertadas indicaciones realizadas para mejorar el desarrollo de este proyecto.

A los Drs. Javier Alvarado, Guillermo González, Ramiro Rico, Alejandro Gómez, Pedro Quintana y Alberto Ochoa por compartirme sus conocimientos.

A Ing. Leticia Villagómez por su tolerancia, amabilidad y ayuda para conmigo.

A las Secretarías del Departamento de Ingeniería Química por su ayuda y disponibilidad: Julia, Lorena, Gloria y Herendira.

A CONACyT por el apoyo económico.

## DEDICATORIAS

A mis padres

*JULIO SÍAS MARTINEZ*

*MA. PAZ ANAYA OCHOA*

principalmente por su cariño y apoyo en mis decisiones.

A mi hermana

*MA. TERESA*

por ser más que una hermana una amiga.

A mi hermano y su esposa

*RIGOBERTO Y ANA*

con la emoción de esperar con entusiasmo a mis sobrinos.

A mis amigos: Leticia, Ernesto, Mauricio, José Luis, Pedro, Carlos Manuel, César Abardo, Juan Ramón, Angel y Vladimir por todos aquellos momentos felices que compartimos, por todo lo que festejamos y por lo que no festejamos, por hacer de mi una persona mejor.

A todos los compañeros del postrado que compartieron su estancia conmigo, especialmente a Lidia, Rocio, Raquel, Alejandro, Juan Barajas, Claudia y Joel.

A los compañeros de licenciatura de la bola de químicos: Martha Laura, Ma. De Lourdes, María, Elsa Catalina, Anabel, Libertad, Ma. Guadalupe, Yamara, Mary Cruz, César Eduardo, Carlos Raúl, Rodrigo, Santiago, Israel, Fernando y Francisco.

A Todos mis familiares, por su invaluable apoyo incondicional.

## DEDICATORIAS

A mis padres

*JULIO SÍAS MARTINEZ*

*MA. PAZ ANAYA OCHOA*

principalmente por su cariño y apoyo en mis decisiones.

A mi hermana

*MA. TERESA*

por ser más que una hermana una amiga.

A mi hermano y su esposa

*RIGOBERTO Y ANA*

con la emoción de esperar con entusiasmo a mis sobrinos.

A mis amigos: Leticia, Ernesto, Mauricio, José Luis, Pedro, Carlos Manuel, César Abelardo, Juan Ramón, Angel y Vladimir por todos aquellos momentos felices que compartimos, por todo lo que festejamos y por lo que no festejamos, por hacer de mí una persona mejor.

A todos los compañeros del postrado que compartieron su estancia conmigo, especialmente a Lidia, Rocio, Raquel, Alejandro, Juan Barajas, Claudia y Joel.

A los compañeros de licenciatura de la bola de químicos: Martha Laura, Ma. De Lourdes, María, Elsa Catalina, Anabel, Libertad, Ma. Guadalupe, Yamara, Mary Cruz, César Edmundo, Carlos Raúl, Rodrigo, Santiago, Israel, Fernando y Francisco.

A Todos mis familiares, por su invaluable apoyo incondicional.

## TABLA DE CONTENIDO

	F á g i n a
RESUMEN	i
AGRADECIMIENTOS	ii
DEDICATORIAS	iii
TABLA DE CONTENIDO	iv
LISTA DE TABLAS	vi
LISTA DE FIGURAS	vii
LISTA DE SIMBOLOS	ix
<b>CAPÍTULO I INTRODUCCIÓN</b>	
1.1 ANTECEDENTES	1
1.2 TIPOS DE ESTIMACIÓN	2
1.3 IMPORTANCIA DEL ESTUDIO	4
1.4 REVISION BIBLIOGRÁFICA	4
1.4.1 METODOS CORTOS DE ESTIMACIÓN	5
1.4.1.1 Métodos Generales	5
1.4.1.2 Métodos Factoriales	6
1.4.1.3 Métodos Analógicos	10
1.4.2 CORRELACIONES Y TÉCNICAS GRÁFICAS	11
<b>CAPÍTULO II METODOLOGÍA</b>	
2.1 ESTIMACIONES CON EL MÉTODO DE GUTHRIE	14
2.2 MÓDIFICACIÓN AL MÉTODO DE GUTHRIE	15
2.3 CARACTERÍSTICAS DE APLICACIÓN DE LOS MODELOS	16

**CAPÍTULO III INTERCAMBIADORES DE CALOR**

- 3.1 APLICACIÓN DE LOS MODELOS 19
- 3.2 ANÁLISIS PARA LAS ESTIMACIONES FINALES 24

**CAPÍTULO VI RECIPIENTES A PRESIÓN**

- 4.1 APLICACIÓN DE LOS MODELOS 30
- 4.2 ANÁLISIS PARA LAS ESTIMACIONES FINALES 35

**CAPÍTULO V COLUMNAS DE DESTILACIÓN**

- 5.1 APLICACIÓN DEL MODELO 41
- 5.2 ANÁLISIS PARA LAS ESTIMACIONES FINALES 44

**CAPÍTULO VI CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES**

- 6.1 CONCLUSIONES 48
- 6.2 RECOMENDACIONES 49

**BIBLIOGRAFIA 50****APÉNDICES****APÉNDICE A ESTIMACIÓN DE PARAMETROS**

- A.1 GENERALIDADES 53
- A.2 DESCRIPCION DEL GREG 54
- A.3 MODELO REPRESENTATIVO 54
  - A.3.1 PROGRAMAS Y SUBRUTINAS 55
  - A.3.2 ARCHIVOS DE TRABAJO 61

**APÉNDICE B ECUACIONES PRESENTADAS POR WALAS**

- B.1 GENERALIDADES 66
- B.2 INTERCAMBIADORES DE CALOR 66
- B.3 RECIPIENTES A PRESIÓN 67

## LISTA DE TABLAS

	Fágina
Tabla 1.1 Tipos de estimaciones para inversión de capital.	3
Tabla 1.2 Factores para estimación por el método de Chilton	9
Tabla 2.1 Valores del índice M&S para los años utilizados.	18
Tabla 3.1 Valores originales de los factores de Guthrie para intercambiadores de Calor	21
Tabla 3.2 Factores de ajuste para intercambiadores de calor estimados para los Modelos I y II.	23
Tabla 4.1 Valores originales de los factores de Guthrie para recipientes a presión	32
Tabla 4.1 Factores de ajuste para recipientes a presión estimados para los Modelos I y II.	34
Tabla 5.1 Valores originales de los factores de Guthrie para platos de columnas de destilación.	42
Tabla 5.2 Factores finales para el Modelo I para platos de columna de destilación	44



## LISTA DE FIGURAS

	Página
Figura 3.1 Costos instalados de intercambiadores de calor, tipo cabezal flotante en acero inoxidable a una presión de diseño de 100 y 900 psia, observados y estimados con los Modelos I y II para 1985.	25
Figura 3.2 Costos instalados para intercambiadores de calor, en acero inoxidable a una presión de 100 psia para diferentes geometrías, observados y estimados con los Modelos I y II para 1985.	26
Figura 3.3 Costos instalados para intercambiadores de calor, tipo cabezal flotante a una presión de diseño de 100 psia en función del tipo de material, observados y estimados con los Modelos I y II para 1985.	27
Figura 3.4 Costos f.o.b. para intercambiadores de calor, en acero al carbón a una presión de 75 psia para diferentes geometrías, observados y estimados con el Modelo II para 1982.	28
Figura 4.1 Costos instalados para recipientes verticales, construidos en acero al carbón a una presión de 200 psi para diferentes diámetros, observados y estimados con los Modelos I y II para 1985.	36
Figura 4.2 Costos instalados para recipientes verticales, construidos en acero al carbón con un diámetro de 6 pies para diferentes presiones, observados y estimados con los Modelos I y II para 1985.	37
Figura 4.3 Costos instalados para recipientes verticales, a una presión de 200 psi y a un diámetro de 6 pies para diferente material de construcción, observados y estimados con los Modelos I y II para 1985.	38

Figura 4.4	Costo instalado para recipientes, construidos en acero al carbón a una presión de 200 psi y un diámetro de 6 pies para dos tipos de fabricación, observados y estimados con los Modelos I y II para 1985.	39
Figura 4.5	Costos f.o.b. para recipientes verticales, construidos en acero inoxidable a una presión de 50 psi para diferentes diámetro, observados y estimados con el Modelo II para 1982.	40
Figura 5.1	Costos observados y estimados con el Modelo I para platos de válvulas construidos en acero al carbón en función del diámetro para 1985.	45
Figura 5.2	Costos observados y estimados con el Modelo I para platos construidos en acero al carbón y a un diámetro de 6 pies como función del tipo de plato para 1982.	46
Figura 5.3	Costos observados y estimados por el Modelo I para platos perforados a un diámetro de 6 pies en función del tipo de material de construcción para 1982.	47

## LISTA DE SIMBOLOS

### Mayúsculas y minúsculas

$A$	Area de intercambio del intercambiador de calor para la Ecuación 3.3 en pies <sup>2</sup> .
$A$	Factor de costo para la Ecuación 1.4.
$A$	Parámetro en función del diámetro del recipiente a presión o columna de destilación para las Ecuaciones 5.2 y 5.3
$C$	Costo de la planta.
$C_a$	Costo para la planta o el equipo $a$ de la Ecuación 1.1.
$C_b$	Costo para la Planta o equipo $b$ de la Ecuación 1.1.
$C_b$	Costo base de Guthrie para el equipo $i$ en dólares.
$C_f$	Factor de complejidad.
$C_{fob}$	Costo f.o.b. para el equipo $i$ en dólares.
$C_m$	Costo total del módulo para el año actualizado en dólares.
$C_{md}$	Costo del módulo desnudo del año base de Guthrie (1968).
$C_{mod}$	Costo del módulo desnudo para el año actualizado en dólares.
$D$	Diámetro del recipiente a presión o columna de destilación en pies.
$E_i$	Costo del equipo $i$ .
$F$	Factor de instalación para la Ecuación 2.4.
$F$	Factor de Lang para la Ecuación 1.2.
$F$	Factor de módulo desnudo de Guthrie.
$F_d$	Factor de corrección de Guthrie por tipo de diseño para intercambiadores de calor.
$F_i$	Factor particular de Hand para el equipo $i$ .
$F_M$	Factor para el material en la Ecuación 1.4
$F_m$	Factor de corrección de Guthrie para tipo de material.
$F_P$	Factor para la presión en la Ecuación 1.4.
$F_p$	Factor de corrección de Guthrie por rango de presión.
$F_s$	Factor de corrección de Guthrie para el espaciamiento entre platos
$F_T$	Factor para la temperatura en la Ecuación 1.4.
$F_t$	Factor de corrección de Guthrie para el tipo de plato.

$H$	Altura del recipiente a presión o columna de destilación en pies.
$I_b$	Inversión total de la planta en libras.
$I_f$	Capital inmovilizado por unidad funcional.
<i>índices</i>	Relación entre el índice del año actualizado y el año base de Guthrie (1968).
$n$	Exponente de Williams.
$N_s$	Número de etapas significativas del proceso en cada corriente.
$P_a$	Capacidad o parámetro característico de la planta o equipo $a$ de la Ecuación 1.1.
$P_b$	Capacidad o parámetro característico de la planta o equipo $b$ de la Ecuación 1.1.
$Q$	Capacidad de la planta.
$R$	Razón entre la corriente de Flujo y la corriente de salida.
$S$	Número de corrientes del proceso.

### **Letras Griegas**

$\Sigma E$	Costo f.o.b. total del equipo.
------------	--------------------------------

# CAPÍTULO I

## INTRODUCCIÓN

### *1.1 ANTECEDENTES*

La construcción de un nuevo proyecto para la industria química se fundamenta en la necesidad de satisfacer la demanda para el producto principal generado y en la rentabilidad de su producción. Basándose en estos puntos se realizan estudios técnicos y económicos, los cuales en conjunto generan información para seleccionar el proceso que suministre la producción deseada con los mejores beneficios. Mientras que los estudios técnicos determinan la factibilidad de la operación y proporcionan las condiciones óptimas para cada etapa del proceso, los estudios económicos se encargan de determinar factores como el precio de venta, el margen de beneficio y los costos de operación y concluyen si el proyecto es rentable o no.

Para conocer la rentabilidad es necesario contar con valores para la inversión inicial, los costos de operación y las ventas; sin embargo, para un proyecto en desarrollo se desconocen estos apartados, utilizándose procedimientos alternativos de cálculo. El valor de las ventas y los costos de operación se calculan a partir del volumen esperado de producción, de los precios de materias primas y productos, de los requerimientos energéticos y/o de información sobre proyectos construidos que presenten características similares.

Para obtener la inversión inicial se utilizan los métodos de estimación de costos, entendiéndose una estimación como la suma total de los costos de cada una de las partes que

en conjunto forman el proyecto. Al inicio de la evaluación del proceso se realizan estimaciones rápidas y aproximadas para descartar aquellas alternativas que no resulten favorables. Al avanzar el desarrollo del proceso las estimaciones cada vez son más exactas, hasta que el proyecto final es sujeto a una estimación detallada para conocer la inversión definitiva.

## **1.2 TIPOS DE ESTIMACIÓN**

Existen diferentes tipos de estimación de inversiones en función del avance del proyecto, el cual es proporcional a la exactitud deseada en la inversión. La *American Association of Cost Engineers (AACE)* clasifica tales estimaciones en función de su precisión en los cinco tipos siguientes (*Madrigal y col., 1991a*):

### **1. ORDEN DE MAGNITUD**

Este tipo de estimación es rápido, requiere poca información y es útil para elegir entre varias alternativas para un mismo proyecto. Se aplica para descartar aquellas opciones con inversiones altas, y así evitar realizar cálculos posteriores en alternativas que no ofrecen un potencial adecuado.

### **2. FACTORIAL**

Este tipo de estimación se aplica cuando hay probabilidades de construcción del proyecto y puede servir para la elección del proceso. Se realiza en función de un diseño preliminar aplicando una serie de factores específicos, y su exactitud depende de dichos factores.

### **3. PRELIMINAR**

Se realiza con la finalidad de preparar un presupuesto que sirva para la captación de fondos. Necesita de la lista de equipos con tipos y dimensiones, diagramas de flujo y los costos de emplazamiento. Los precios de los equipos se evalúan mediante curvas de costos o se obtienen directamente de los distribuidores.

#### 4. DEFINITIVA

Es parecida a la anterior pero es más completa en lo que se refiere a los costos y requiere un poco más de información sobre el proyecto. Para los equipos principales se solicitan presupuestos, mientras que para los materiales a granel se estiman las cantidades.

#### 5. DETALLADA

Se efectúa únicamente al proyecto final a construir y una vez que todos los detalles ingenieriles se han iniciado. Requiere de la lista final de equipo por tipo y tamaño, los diagramas finales del proceso, así como los planos finales y los diagramas de equipo, tuberías e instrumentos, entre otros. Para su cálculo se toma el proceso en unidades, evaluando con precisión cada elemento y englobando los costos al final. Se deben de tomar en cuenta los cambios de moneda para equipos importados o estimaciones en el extranjero. Puede servir como herramienta para planificar la construcción.

La Tabla 1.1, presentada originalmente por Pikulik y Díaz (1977), es un resumen de los tipos de estimaciones indicando los porcentajes de error esperados de acuerdo al tipo de estimación realizada.

**Tabla 1.1 Tipos de estimaciones para inversión de capital.**

Tipo de estimación	Bases usuales	Error probable %
Orden de Magnitud	Información previa de costos similares	± 40
Factorial	Conocimientos del diagrama de flujos y equipo principal	± 25
Preliminar	Datos superficiales para preparación de presupuesto	± 12
Definitiva	Datos detallados pero no con planos completos	± 6
Detallada	Planos completos y especificaciones	± 3

### **1.3 IMPORTANCIA DEL ESTUDIO**

Un proyecto de construcción para una planta nueva es la aplicación más común para los métodos de estimación, aunque se pueden aplicar durante los cambios de equipos de proceso, las ampliaciones para satisfacer los incrementos de producción y las mejoras para aumentar la productividad o reducir el consumo de energía. También demandan métodos para estimación de costos, las optimizaciones realizadas con la finalidad de obtener arreglos y configuraciones de equipos, que generen una producción adecuada con el menor costo. Sin embargo, los métodos de estimación tienen más de 15 años desde que fueron publicados y las estimaciones logradas con ellos sólo son aceptables durante los cinco años inmediatamente posteriores al año base del método, con el uso de índices de costos (*Madrigal y col., 1991 b*).

El método de Guthrie, publicado en 1969, es uno de los métodos cortos de estimación más ampliamente utilizados. A pesar de que la técnica del módulo agrega flexibilidad a las estimaciones, el método fue creado en 1969 y el tiempo afecta de manera directa el costo de los equipos, produciendo cambios en los valores de los factores originales del método. Las estimaciones obtenidas con el método original no reflejan estos cambios, alejándose del valor del costo más moderno para el equipo.

El objetivo del presente trabajo es comparar la secuencia original de ecuaciones propuesta por Guthrie para obtener la estimación de costos, con un modelo propuesto que aplica un factor de instalación directamente al costo de adquisición. Se pretende demostrar si la secuencia original de Guthrie aún es adecuada para realizar estimaciones de costos para los principales equipos de proceso.

### **1.4 REVISION BIBLIOGRÁFICA**

Los métodos creados para realizar estimaciones se basan en datos obtenidos de plantas construidas o directamente de los fabricantes de equipos. Algunos presentan los costos de fabricación y otros proporcionan el valor del equipo una vez instalado o el costo de una planta



completa. A continuación se describen, primeramente, los métodos cortos de estimación y a continuación las gráficas y correlaciones publicadas, que proporcionan costos para los equipos sin ser propiamente métodos para estimación.

### ***1.4.1 METODOS CORTOS DE ESTIMACIÓN***

Las propiedades de los métodos cortos de estimación son: (1) los requerimientos mínimos de información, por lo que se aprovechan en estimaciones del tipo orden de magnitud y factoriales; (2) la facilidad en su aplicación que simplifica su comprensión y campo de empleo; y (3) la prontitud que los define, aunque esta ocasiona que las evaluaciones de costo pierdan exactitud, pues para las estimaciones el tiempo y la exactitud deseada se relacionan inversamente. Usando la clasificación proporcionada por Madrigal y col. (1991b) se describen a continuación los principales métodos.

#### ***1.4.1.1 Métodos Generales***

Requieren poca información referente al proceso y proporcionan estimaciones muy rápidas pero inexactas. A continuación se presentan las características de los métodos más importantes de este tipo.

##### ***◆ Método del coeficiente de circulación o de giro***

La estimación es el producto de la capacidad deseada para la planta, por el valor de venta unitario y por el inverso del coeficiente circulante. El coeficiente de circulación o de giro es la relación entre el valor de las ventas anuales y el capital inmovilizado o inicial.

##### ***◆ Método del coeficiente de inmovilización unitario***

El coeficiente de inmovilización unitario es el valor del capital inmovilizado o inicial necesario para producir una unidad anual de producto. Para hacer la estimación basta con multiplicar la capacidad deseada de la planta por el coeficiente inmovilizado. Sin embargo,

debe utilizarse para plantas con capacidades muy parecidas, pues no considera las economías de escala.

◆ *Método de Williams*

Relaciona los costos de dos plantas con sus capacidades ó volúmenes de producción, elevados a un exponente que depende del tipo de planta. El valor del coeficiente se encuentra entre 0.5 y 0.9, tomándose un valor medio de 2/3. La regla de Williams es:

$$\left( \frac{C_a}{C_b} \right) = \left( \frac{P_a}{P_b} \right)^n \quad (1.1)$$

donde  $C_a$  y  $C_b$  son los costos de las plantas o equipos  $a$  y  $b$  respectivamente, mientras que  $P_a$  y  $P_b$  son sus capacidades o parámetros característicos y  $n$  es el exponente de Williams. Existen exponentes específicos para una gran variedad de plantas clasificadas por compuestos y también para una gran cantidad de equipos. Este método se utiliza en una estimación de orden de magnitud o para calcular valores de piezas de equipos, aunque las plantas y equipos a estimar deben ser de una tecnología parecida a la referencia.

#### 1.4.1.2 Métodos Factoriales

Se basan en el costo de equipo y a continuación se presenta una descripción de los principales métodos de esta categoría:

◆ *Método de Lang*

Propuesto por Lang en 1947 como resultado de analizar catorce plantas en E.U.A., también es llamado método factorial. Lang notó que los costos de instalación de los equipos son aproximadamente 4 veces el costo total de adquisición, aunque se deben usar distintos factores para diferentes clases de procesos (*Douglas, 1988*). La expresión general del método es:

$$C = F * \sum E \quad (1.2)$$

donde  $C$  es el costo de la planta,  $F$  representa el factor de Lang y  $\sum E$  el costo f.o.b. del equipo. El costo f.o.b (libre a bordo) corresponde al costo de aquellos equipos que son colocados en

camiones de embarque o ferrocarril en la planta que los fabrica. Los equipos deberán ser enviados al sitio donde se cimentarán y el gasto de envío corre por cuenta del comprador.

Lang propone los siguientes valores para  $F$  (Madrigal y col., 1991b):

3.10	para plantas de sólidos
3.63	para plantas mixtas sólido-fluido
4.74	para plantas de fluidos.

La evaluación se realiza sobre piezas de equipo y necesita una cantidad mayor de información que los métodos generales, y por lo mismo su exactitud es mejor, aunque requiere más tiempo para su realización. El método de Lang ha servido como punto de partida para la creación de una gran variedad de métodos, ya sea corrigiéndolo o modificándolo. Entre los que se obtienen por corrección del método de Lang están los métodos de Gallagher, Miller y Hand, y entre los obtenidos por modificación los métodos de Cran, Chilton, Peters y Timmehaus y el de Guthrie.

#### ◆ *Método de Gallagher*

Madrigal y col. (1991b) hacen mención de que Gallagher en 1964 reajustó el método de Lang, tomando en cuenta dos puntos importantes: Primero, que el costo relativo de materiales, obra civil, montaje e ingeniería dependen de la clase de equipo a examinar; y segundo, que para plantas que tengan diferentes materiales de construcción en los equipos, existen partes del costo que prácticamente tienen el mismo valor, por ejemplo el montaje. Por los puntos anteriores, el costo de instalación tanto para la planta como para el equipo principal es más bajo.

#### ◆ *Método de Hand*

Hand en 1938 recomienda aplicar el método de Lang en forma individual para cada equipo, para corregir la distinta composición de la lista de equipo. Esto es, se obtienen estimaciones más exactas usando factores distintos para diferentes tipos de equipo de proceso. Por lo tanto el costo de la planta se obtiene como la suma del costo del equipo por el factor correspondiente:

$$C = \sum (F_i * E_i) \quad (1.3)$$

donde  $C$  es el costo de la planta,  $E_i$  es el costo de cada equipo y  $F_i$  es el factor particular de ese equipo. Hand propone los siguientes valores para  $F_i$ :

- 4.0 Columnas de fraccionamiento, recipientes a presión, bombas e instrumentos
- 3.5 Intercambiadores de calor
- 2.5 Compresores
- 2.0 Calderas y hornos.

◆ *Método de Chilton*

Chilton en 1949 crea un método partiendo de los costos de equipos ya instalados. En este método el costo de instalación representa del 40 al 70% del valor del costo total del equipo una vez instalado. El utilizar intervalos de factores, para diferentes condiciones, debe de conducir a estimaciones más exactas. La Tabla 1.2 presenta los factores propuestos por Chilton.

◆ *Método de Guthrie*

Guthrie (1968) desarrolló su técnica del módulo, a partir de 42 proyectos para plantas de procesos, definiendo un módulo como una parte del proyecto que cuenta con elementos de características similares relacionadas entre sí. Los elementos del proceso con mayor costo se agrupan en seis módulos distintos, con la finalidad de facilitar las estimaciones para una planta completa, de los cuales cinco incluyen costos directos y uno los indirectos; dichos módulos son:

- Proceso Químico
- Manejo de Sólidos
- Desarrollo del Terreno
- Construcciones Industriales
- Facilidades Fuera del Sitio (Offsites)
- Indirectos del Proyecto

Tabla 1.2 Factores para estimación por el método de Chilton

No	CONCEPTO	FACTOR MULTIPLICADOR	CONCEPTO MULTIPLICADO
1	Costo del equipo	1.00	1
2	Costo del equipo instalado	1.40-2.20	1
3	Tuberías de proceso		
	Tipos de planta: sólidos	0.07-0.10	2
	sólidos/fluido	0.10-0.30	2
	fluidos	0.30-0.60	2
4	Instrumentación		
	Automatización: poca o ninguna	0.02-0.05	2
	algo	0.05-0.10	2
	completa	0.10-0.15	2
5	Edificios y preparación del terreno		
	Tipo de planta: existente	0.00	2
	externa	0.05-0.20	2
	mixta	0.020-0.60	2
	interna	0.60-1.00	2
6	Auxiliares (potencia, vapor, agua)		
	Extensión: ninguna	0.00	2
	ampliación pequeña	0.00-0.05	2
	ampliación grande	0.05-0.25	2
	nuevas	0.25-1.00	2
7	Líneas exteriores		
	Unidad: Integrada	0.00-0.05	2
	separada	0.05-0.15	2
	dispersa	0.15-0.25	2
8	Costo físico total( $\Sigma$ conceptos 2-7)		
9	Ingeniería y construcción		
	Complejidad: simple	0.20-0.35	8
	complicada	0.35-0.50	8
10	Contingencia y beneficio contratista		
	Proceso: completado	0.10-0.20	8
	sujeto a cambios	0.20-0.30	8
	especulativo	0.30-0.50	8
11	Factor de tamaño		
	Unidad: grande	0.00-0.05	8
	pequeña	0.05-0.15	8
	planta piloto	0.15-0.35	8
12	Costo total planta ( $\Sigma$ conceptos 8-11)		

Guthrie ensambla un módulo llamado normal o estándar, que incluye los costos directos e indirectos de todos los elementos que lo conforman. El costo de un módulo en particular se obtiene a partir del costo del módulo normal, usando “factores de relación de armado” para ajustarlo a las características deseadas. Mediante la integración de todos los módulos se puede obtener el costo de una planta completa de procesos químicos, aunque se pueden utilizar los módulos individualmente para obtener los costos de un equipo o una sección de interés de la planta. Guthrie presenta ejemplos para la utilización del método y establece sus ecuaciones para poder utilizar índices de costos y realizar estimaciones a futuro.

Guthrie publica en 1974 una extensión a la técnica del módulo, publicada originalmente en 1968, dejando intacta la filosofía del método. Amplía y actualiza las cartas de costos y dentro del módulo de proceso químico detalla la configuración de los equipos y especifica gráficas para los “factores de relación de armado”, los cuales en la versión de 1968 se presentaban en forma puntual. Además añade tópicos sobre ingeniería económica, técnicas del control del proyecto y generalidades sobre riesgo e incertidumbre.

### ***1.4.1.3 Métodos Analógicos***

Son métodos mixtos que se obtienen por modificación y actualización del método de Lang. A continuación se describen los principales métodos de este tipo.

#### **◆ *Método de Zevnik-Buchanan***

Fue descrito en 1963 y es un método gráfico que relaciona el capital inmovilizado por unidad funcional ( $I_f$ ), como una función de la capacidad de la planta ( $Q$ ) y de un valor de complejidad ( $C_f$ ). Una unidad funcional es aquella que incluye el equipo indispensable para realizar una etapa significativa del proceso. La capacidad de la planta ( $Q$ ) se basa en la producción promedio por unidad funcional, y el factor de complejidad ( $C_f$ ) depende de la temperatura, la presión y los tipos de material de construcción. El año base del método corresponde a 1962.

◆ *Método de Stallworthy*

El método data de 1979 y se basa en los datos de Courtaulds, que originalmente eran para uso interno principalmente en plantas petroquímicas. La ecuación general de Stallworthy es:

$$I_b = S \cdot (0.0075/A \sum (N_S F_T F_P F_M R)) \quad (1.4)$$

donde  $I_b$  es la inversión total de la planta en libras

$A$  es un factor de costo

$S$  es el número de corrientes del proceso

$N_S$  es el número de etapas significativas del proceso en cada corriente

$F_T$ ,  $F_P$  y  $F_M$  son factores para temperatura, presión y material obtenidos de los promedios de los constituyentes.

$R$  es la razón entre la corriente de flujo y la corriente de salida.

Se necesitan balances de materia para calcular  $R$ , mientras que  $A$  se correlaciona con la capacidad de producción.

### 1.4.2 CORRELACIONES Y TÉCNICAS GRÁFICAS

Adicionalmente a los métodos rápidos de estimación, se realizan evaluaciones de los costos de equipos mediante la utilización de correlaciones o gráficas que presentan el precio de adquisición (f.o.b.) como una función de una variable de diseño, la cual depende del equipo en particular. La mayor parte de los datos que sustentan estas técnicas provienen directamente del proveedor, aunque algunos se obtienen de equipos adquiridos para plantas de proceso. A continuación se describen algunas de estas técnicas, las cuales se recopilaron directamente de la revista *Chemical Engineering*.

Vatavuk publicó una serie de artículos relacionados con estimaciones para sistemas de control de contaminantes en el aire. El primero de la serie (*Vatavuk y Neveril, 1980*) da a lista de los equipos para los que se presentan datos de costo en artículos posteriores, los cuales se extienden hasta las publicaciones de 1983. Las estimaciones cubren tanto el costo de adquisición como el costo de operación del equipo, además de incluir información sobre el

diseño. Los datos sobre costos se presentan en forma de ecuaciones y gráficas, que se complementan mutuamente.

Mulet y col. (1981a) presentaron las correlaciones que utiliza el simulador de procesos ASPEN (*Advanced System for Process Engineering*) para la estimación de los costos de recipientes de presión, tanto horizontales como verticales, los cuales cumplen con las recomendaciones del código ASME. Los costos están basados en 1979. Para mostrar el ajuste de la correlación presentan una comparación entre los estimados y datos de 1978. Posteriormente proporcionan las correlaciones para estimar los costos de torres de absorción y destilación (Mulet y col., 1981b), incluyendo torres de dos diámetros, las cuales involucran ecuaciones similares a las del artículo anterior, mostrando comparaciones para datos de 1979. Al año siguiente se presentan las correlaciones para estimar los costos de intercambiadores de calor y tanques de almacenamiento (Corripio y col., 1982). Para cualquier equipo se pueden obtener los costos a partir de unidades inglesas o del sistema internacional (SI).

Hall y col. (1982) presentaron una serie de gráficas que relacionan los costos de adquisición para varios equipos de proceso químico, incluyendo intercambiadores de calor, tanques de almacenamiento, reactores, columnas de destilación, compresores, bombas centrifugas, filtros y hornos, entre otros. Aunque todos los costos se presentan en forma gráfica, se incluyen factores para correcciones por presión, tipo de material, número de accesorios y algunas otras características. Además adiciona una pequeña descripción del equipo y, en algunos casos, sus condiciones de uso.

Purohit (1983) se enfocó a la estimación de los costos de intercambiadores de calor de tubo y coraza. Comienza con una descripción de los tipos de intercambiadores, según la clasificación de TEMA (*Tubular Exchanger Manufacturers Association*), presentando figuras con la nomenclatura para cada uno de los tipos de diseño. Utiliza una ecuación base para el cálculo de los costos de adquisición, en la cual se fija el diámetro de la coraza y la longitud, diámetro, construcción y capacidad de los tubos, junto con limitaciones para presión de diseño y materiales de construcción. Se proporcionan factores adicionales para ajustar el costo base al equipo que se desea estimar.



Hall y col. (1988) presentaron una versión más moderna de su artículo presentado originalmente en 1982, pero ahora con precios actualizados o escalados. La presentación de la información sigue los mismos lineamientos que en su artículo anterior, aunque, el número de equipos presentados es menor respecto al artículo de 1982.

Walas (1990) presentó correlaciones para obtener los costos de adquisición de los equipos más frecuentes en los procesos químicos, en función de una variable de diseño apropiada para cada uno. Asimismo, proporciona factores que se aplican al costo de adquisición para obtener el costo del equipo instalado. Todos los datos reportados se actualizaron para que representen costos de 1985.

Vatavuk (1990) presentó una serie de correlaciones para la estimación del costo de adquisición, para los equipos utilizados en el control de contaminantes en el aire. Entre los equipos se presentan ventiladores, tuberías, chimeneas, ciclones, campanas, esclusas rotatorias y transportadores de tornillo. Los precios f.o.b. (libre a bordo) corresponden a 1988, y se presentan en varias ecuaciones, que incluyen el factor de correlación, dependiendo de las características de construcción y condiciones de operación del equipo.

Vatavuk (1995) presentó, para varios equipos, una serie de gráficas que incluye una ecuación en función de una variable de diseño, obtenida por regresión lineal. Entre los equipos se encuentran torres de enfriamiento, secadores de spray, tanques de almacenamiento y absorbedores de gas. La mayoría de los datos se obtienen de los vendedores y algunos otros son escalados de 1990, 1991 ó 1993 hasta mediados de 1994. Los precios no incluyen los equipos auxiliares, ni mano de obra o materiales de instalación. Se consideran apropiados con un error del 20 al 30%.

## CAPÍTULO II

# METODOLOGÍA

### ***2.1 ESTIMACIONES CON EL MÉTODO DE GUTHRIE***

El método de Guthrie cuenta con la opción de calcular el costo para una planta completa o únicamente para un equipo en particular, ya que divide el costo total de manera conceptual en módulos. Los módulos abarcan partes más pequeñas del proyecto, facilitando el cálculo final del costo. Dentro del módulo de equipo de proceso, Guthrie presenta una serie de datos de costos que permiten estimar los costos instalados de una gran cantidad de equipos para proceso químico. A continuación se presenta la forma más general de estimar el costo instalado de un equipo dentro de este apartado.

1. Se obtiene el costo base ( $C_b$ ) en función de una o más variables de diseño del equipo a estimar. Dichas variables de diseño pueden ser una dimensión o una consecuencia de las dimensiones propias del equipo, v.g., para los intercambiadores de calor se utiliza el área de intercambio, para los recipientes a presión sus dimensiones (diámetro y altura) y para las columnas de destilación se utilizan sus dimensiones y el número de platos. Los costos base se presentan en forma gráfica y representan los costos a mediados de 1968 para equipos a las condiciones del módulo estándar: presión moderada, geometría específica y material tipo acero al carbón.
2. Se calcula el costo f.o.b. del equipo ( $C_{job}$ ) y se utilizan factores de ajuste, para acoplar el módulo estándar al equipo que se desea estimar, junto con una ecuación que proporciona Guthrie para hacer los ajustes. La ecuación depende del equipo e involucra al costo base y

a los factores, junto con la relación entre el índice del año al que se realiza la estimación y el índice al año base del método (1968).

3. Se finaliza la estimación mediante una serie de ecuaciones que proporcionan el costo final del módulo. Primero se calcula el costo del módulo desnudo del año base ( $C_{md}$ ) utilizando la siguiente expresión:

$$C_{md} = C_b * F \quad (2.1)$$

donde  $F$  representa el factor del módulo desnudo de Guthrie. Posteriormente se calcula el costo del módulo desnudo ( $C_{mod}$ ) para el año al que se quiere escalar, por medio de la siguiente expresión:

$$C_{mod} = C_{md} + (C_{fob} - C_b) \quad (2.2)$$

Por último se añade un 15% de contingencias al valor del costo del módulo desnudo del año actual, para obtener el costo total del módulo ( $C_m$ ):

$$C_m = 1.15 * C_{mod} \quad (2.3)$$

El factor de módulo desnudo incluye todos los elementos directos e indirectos del costo y es usado como un multiplicador del costo del equipo. Es una medida de los dólares requeridos para integrar la pieza o las múltiples piezas del equipo dentro de un circuito de proceso en particular (*Guthrie, 1969*). Esto es, el factor de módulo incluye el costo del equipo y el material de construcción, junto con los costos de la mano de obra y los materiales indirectos necesarios para instalar el equipo. Puesto que las ecuaciones de Guthrie incluyen un cálculo para el costo del equipo, los valores para el factor de módulo desnudo están basados por definición en el costo del equipo. Por lo tanto, un factor menor de la unidad indicaría la situación irreal de que el costo total del equipo una vez instalado es menor que el costo de fabricación del equipo más el del material de construcción.

## 2.2 MODIFICACIÓN AL MÉTODO DE GUTHRIE

En las ecuaciones anteriores Guthrie aplica los factores de módulo desnudo al costo base, adicionando después los cambios por ajuste de material, presión, geometría y tiempo, por lo que al final el factor de módulo desnudo únicamente afecta al costo del módulo estándar

sin importar si este costo se modificó por algún ajuste. Esto es, por ejemplo, considerando dos equipos con características similares pero uno operando a la presión del módulo estándar y otro a una presión mayor. El costo de instalación del equipo diseñado para la presión más alta se esperaría que fuera mayor, pues todos los accesorios para integrar el equipo al circuito de proceso deben ser más robustos. Sin embargo, el factor de módulo desnudo se aplica según Guthrie en ambos casos al costo base, el cual se encuentra a la presión del módulo estándar, sin importar si se requería ajuste por presión.

La principal razón que fundamenta la modificación de las estimaciones es que el factor de módulo desnudo debe de afectar al costo del equipo una vez que se realizaron los ajustes, pues el equipo ajustado es el que realmente se quiere instalar en la planta. Además, en la secuencia de Guthrie el ajuste por tiempo se realiza únicamente sobre el costo base del equipo, sin que se afecte el valor del factor del módulo desnudo. Sin embargo, como los costos están sujetos a cambios al transcurrir el tiempo la forma de utilizar los índices de costos dentro de la secuencia de ecuaciones no parece ser adecuada.

Para compensar estas deficiencias en el modelo de Guthrie se propone una ecuación que aplica un factor de instalación al costo f.o.b. del equipo. En dicha ecuación todos los factores, tanto el de instalación como los de ajuste por material, diseño y presión, se ven afectados al transcurrir el tiempo. La modificación se aplica sobre la simplificación de las Ecuaciones 2.1 a 2.3 y el nuevo modelo se representa por la siguiente ecuación:

$$C = 1.15 * F * C_{fob} \quad (2.4)$$

donde  $C_{fob}$  es el costo f.o.b. del equipo,  $F$  es el factor para el costo instalado por estimar y se agrega el 15% de contingencias.

### **2.3 CARACTERÍSTICAS DE APLICACIÓN DE LOS MODELOS**

Con la finalidad de demostrar si los conceptos sobre los que se basa la ecuación anterior representa una ventaja con respecto a la secuencia de Guthrie, se define el Modelo I como la secuencia original propuesta por Guthrie, mientras que el Modelo II corresponde a la

Ecuación 2.4. Se calcularán los factores de ajuste para ambos modelos y se analizarán las estimaciones resultantes. El  $C_{job}$  se calcula con las ecuaciones de Guthrie y a fin de facilitar los cálculos, los costos base originales se representan mediante las expresiones definidas por las Ecuaciones 3.4, 4.3, 4.4, 5.2 y 5.3 en función de la o las variables de diseño correspondientes. Dichas ecuaciones se obtuvieron durante el desarrollo del presente trabajo, y las expresiones finales se presentan en los apartados correspondientes. Las ecuaciones restantes se simplificaron a una expresión apropiada para programarse, la cual contenía todos los factores desconocidos. Se realizó una búsqueda para encontrar los mejores valores para los factores, mediante un método de estimación de parámetros.

Se utilizó la versión de 1990 del paquete GREG, creado por Warren E. Stewart, Mike Caracotsios y Jan P. Sørensen, como método de estimación de parámetros para determinar el valor de los nuevos factores. Se implementó una opción que utiliza derivadas numéricas para la función con respecto a los parámetros calculados por el paquete, la cual se denomina nivel 10. El criterio del GREG para optimizar la estimación es minimizar la suma de cuadrados de los residuales, correspondientes a los porcentajes de la diferencia entre los valores de los costos actuales y los calculados por los modelos con los factores nuevos. De manera directa la estimación proporciona los factores que generen la mejor aproximación a los costos actuales. El principal problema para la estimación es que las ecuaciones de Guthrie no se presentan de manera continua para todas las propiedades de los equipos, como ocurre con la gráfica del costo base, sino que se aplican para rangos específicos, principalmente en los factores de material y presión. En el Apéndice A se presenta una descripción más amplia sobre la estimación de parámetros y el empleo del paquete GREG.

Para realizar la estimación de los nuevos factores es necesario contar con valores de costos reales tanto de adquisición como instalados para los equipos de proceso. Sin embargo, se necesita de un número significativo de datos y que estos cubran un amplio margen de características como para ser proporcionados directamente por constructoras, por lo que alternativamente se utilizaron datos obtenidos de la bibliografía. Aunque es preferible trabajar con datos lo más actualizados posible, no existen referencias actuales para costos de equipos por lo que se emplearon los valores de los costos obtenidos de las siguientes referencias: (1)

las ecuaciones de costos de adquisición y factores para obtener los costos instalados propuestos por Walas (1990), las cuales representan costos de principios de 1985; (2) las gráficas de costos reportadas por Hall y col. (1982), las cuales representan costos a mediados de 1982; (3) las gráficas de costos de Hall y col. (1988), las cuales representan costos de 1988; y/o (4) los datos de costos para intercambiadores de calor reportados por Purohit (1983) como valores reales de comparación, para comprobar su método, los cuales corresponden a costos f.o.b. de 1982. En el apéndice B se muestran algunas ecuaciones presentadas por Walas.

Los valores de los costos se obtienen de las referencias, y se respetan las condiciones de aplicación de cada una de ellas, esto es, se descartan aquellas configuraciones que no satisfacen las condiciones particulares de cada uno de los métodos. Las variables de diseño se manejan en el sistema inglés y los costos se obtienen en dólares. Los índices de costo utilizados corresponden al índice M&S (*Equipment cost index*) publicado mensualmente por la revista *Chemical Engineering*; la Tabla 2.1 muestra valores del índice M&S para los años utilizados.

Las estimaciones logradas utilizando los dos modelos se comparan con los valores de los costos más actuales, para verificar el comportamiento de las estimaciones y las ventajas que puede tener el Modelo II con respecto al Modelo I.

**Tabla 2.1 Valores del índice M&S para los años utilizados.**

Año	Indice M&S
1968	273.1
1982	745.6
1985	789.6
1988	852.0

## CAPÍTULO III

# INTERCAMBIADORES DE CALOR

### 3.1 APLICACIÓN DE LOS MODELOS

Las especificaciones necesarias para estimar los costos de intercambiadores de calor generalmente incluyen el área de intercambio, la presión de diseño y el tipo de intercambiador. De modo alternativo para el área de intercambio se proporcionan el diámetro de la coraza y el diámetro, longitud y número de tubos.

El Modelo I corresponde a las ecuaciones propuestas por Guthrie y el procedimiento particular para los intercambiadores de calor es el siguiente:

1. Obtener el costo base del equipo ( $C_b$ ) como una función del área de intercambio. El costo base representa los costos a mediados de 1968, de intercambiadores del tipo cabezal flotante construidos en acero al carbón para una presión de trabajo de 150 psia. Estas características conforman el módulo estándar o normal para los intercambiadores de calor.
2. Calcular el costo f.o.b. del equipo ( $C_{fob}$ ) utilizando los factores de corrección necesarios para la geometría, material de construcción, presión de diseño y tiempo mediante la siguiente ecuación:

$$C_{fob} = C_b * (F_d + F_p) * F_m * \text{índices} \quad (3.1)$$

donde  $F_d$  representa el factor de corrección por tipo de geometría,  $F_p$  el factor para corregir la presión,  $F_m$  el factor para el tipo de material de construcción e *índices* representa la

relación entre el índice del año al que se desea escalar y el índice del año base (1968). La Tabla 3.1 presenta los valores originales de los factores de Guthrie.

3. Terminar la estimación con la secuencia de las Ecuaciones 2.1 a 2.3, para obtener el costo final del modulo ( $C_m$ ).

Combinando todas las ecuaciones mencionadas, se obtiene la siguiente expresión simplificada y apropiada para programarse:

$$C_m = 1.15 * C_b * (F + (F_d + F_p) * F_m * \text{índices} - 1) \quad (3.2)$$

donde  $C_m$  representa el costo total del equipo instalado;

$C_b$  es el costo base de Guthrie para el equipo dependiendo del área de intercambio;

$F$  es el factor de módulo desnudo;

$F_d$  es el factor para corrección por geometría, el cual tiene 4 niveles:

Reboiler,  
Cabezal Flotante,  
Tubo U y  
Cabezal Fijo;

$F_p$  es el factor para corrección por presión, en el modelo tiene los siguientes 5 niveles:

0-150 psia,  
150-300 psia,  
300-400 psia,  
400-800 psia y  
800-1000 psia;

$F_m$  es el factor por corrección para material de construcción, y ese representa por una matriz de tres por 4 niveles. Los tres niveles representan los tres tipos diferentes de material en que se diseñan los intercambiadores:

Acero al Carbón,  
Acero Inoxidable y  
Monel;

Los cuatro niveles representan rangos de área para aplicar el factor:

100 a 500 pies<sup>2</sup>,



500 a 1000 pies<sup>2</sup>,  
 1000 a 5000 pies<sup>2</sup> y  
 5000 a 10000 pies<sup>2</sup>.

En total se tienen 22 parámetros a estimar considerando el factor de módulo desnudo como un factor desconocido.

**Tabla 3.1 Valores originales de los factores de Guthrie para intercambiadores de Calor**

Tipo de Factor		Valor
$F_p$	Up-150 psia	0.00
	150-300	0.10
	300-400	0.25
	400-800	0.52
	800-1000	0.55
$F_m$	Acero al carbón / acero al carbón	
	100-500 ft <sup>2</sup>	1.00
	500-1000	1.00
	1000-5000	1.00
	5000-10000	1.00
	Acero inoxidable / acero inoxidable	
	100-500 ft <sup>2</sup>	3.10
	500-1000	3.26
	1000-5000	3.75
	5000-10000	4.50
	monel/monel	
	100-500 ft <sup>2</sup>	3.50
	500-1000	3.65
	1000-5000	4.25
	5000-10000	4.95
$F_d$	Reboiler	1.35
	Cabezal Flotante	1.00
	Tubo U	0.85
	Cabezal Fijo	0.80
$F$	Factor del módulo	3.26

El Modelo II corresponde a la Ecuación 2.4 en la cual el  $C_{job}$  se determina con la Ecuación 3.1. Combinando las dos ecuaciones anteriores se obtiene la siguiente expresión simplificada:

$$C_m = 1.15 * F * C_b * (F_d + F_p) * F_m * indices \quad (3.3)$$

donde  $C_m$  representa el costo total del equipo instalado;

$C_b$  es el costo base de Guthrie para el equipo dependiendo del área de intercambio;

$F$  es el factor para el costo instalado;

$F_d$ ,  $F_p$  y  $F_m$  presentan las mismas características que en el Modelo I.

Este modelo también cuenta con 22 parámetros, considerando el factor para el costo instalado como desconocido.

A fin de facilitar las estimaciones se realiza un ajuste para costo base  $C_b$  de Guthrie. Se utilizó una regresión lineal, puesto que la gráfica del costo presenta una tendencia lineal en coordenadas semi-logarítmicas, para encontrar la siguiente relación entre el costo base y el área de intercambio:

$$C_b = 128.624 * A^{0.613} \quad (3.4)$$

donde  $C_b$  es el costo base de Guthrie, para los intercambiadores de calor en 1968, en dólares y  $A$  es el área de intercambio en pies cuadrados. Los datos se obtuvieron directamente del artículo de Guthrie de 1969 y el coeficiente de correlación es de 0.9999. La Ecuación 3.4 se puede aplicar para áreas de intercambio comprendidas entre 200 y 10000 pies<sup>2</sup>.

Para ajustar los factores del Modelo I se utilizaron un total de 1140 observaciones, correspondientes a valores de costos instalados obtenidos de las ecuaciones propuestas por Walas (1990). Los valores iniciales de todos los factores, necesarios par la estimación de parámetros, corresponden a los valores originales de Guthrie reportados en la Tabla 3.1. Mientras que para el Modelo II se utilizaron los costos instalados del Modelo I adicionando costos f.o.b. obtenidos de Hall y col. (1982), Hall y col. (1988) y Purohit (1983) para completar un total de 1316 observaciones. Nuevamente se toman como valores iniciales los valores originales de Guthrie, para comenzar la estimación de parámetros. En la Tabla 3.2 se presentan los valores finales estimados para los factores de los dos modelos.

**Tabla 3.2 Factores de ajuste para intercambiadores de calor estimados para los Modelos I y II.**

Tipo de Factor		Modelo I	Modelo II	No. Parámetro	
$F_p$	Up-150 psia	0.421	0.000	1	
	150-300	0.421	0.004	2	
	300-400	0.806	0.111	3	
	400-800	1.239	0.243	4	
	800-1000	1.239	0.244	5	
$F_m$	Acero al carbón / acero al carbón				
	100-500 ft <sup>2</sup>	1.634	1.258	6	
	500-1000	1.654	1.262	7	
	1000-5000	1.902	1.411	8	
	5000-10000	2.509	1.960	9	
	Acero inoxidable / acero inoxidable				
	100-500 ft <sup>2</sup>	2.267	1.801	10	
	500-1000	2.454	1.966	11	
	1000-5000	3.056	2.429	12	
	5000-10000	4.561	3.769	13	
	monel/monel				
	100-500 ft <sup>2</sup>	3.193	2.576	14	
	500-1000	3.485	2.831	15	
	1000-5000	4.387	3.614	16	
	5000-10000	6.649	5.576	17	
	$F_d$	Reboiler	1.772	0.615	18
		Cabezal Flotante	1.177	0.430	19
Tubo U		0.631	0.279	20	
Cabezal Fijo		0.541	0.261	21	
$F$	Factor del módulo	0.008	4.172	22	

### 3.2 ANÁLISIS PARA LAS ESTIMACIONES FINALES

Las Figuras 3.1, 3.2 y 3.3 presentan costos instalados observados y estimados con los dos modelos para intercambiadores de calor para 1985. La Figura 3.1 presenta la variación de los costos en función de la presión de diseño del intercambiador, la Figura 3.2 en función del tipo de geometría y la Figura 3.3 en función del material de construcción.

La Figura 3.4 presenta los costos f.o.b. observados y estimados con el Modelo II para intercambiadores de calor en función del tipo de geometría para 1982. Todas las estimaciones realizadas con los dos modelos presentan escalones, debido a que los valores para ajustar el tipo de material se presentan en forma puntual, esto ocasiona que las estimaciones únicamente predigan adecuadamente un costo observado dentro del rango de áreas.

El factor de ajuste correspondiente a la presión mayor presenta un valor bajo, pues en promedio las estimaciones son menores que las observaciones para los dos modelos. Esto podría originarse porque los ajustes se realizan para rangos de presión y no es posible que un mismo costo estimado, se adapte a cada uno de los costos observados de todas las presiones comprendidas en ese rango. Una dependencia más directa del valor de ajuste respecto a la presión de diseño podría mejorar las estimaciones realizadas.

También los factores para ajustar los intercambiadores tipo cabezal fijo y tubo U presentan valores bajos, pues en promedio las estimaciones son menores que los costos observados.

Las dependencias respecto al área de intercambio utilizadas para realizar la estimación de los costos f.o.b. ocasionan que el modelo II sea muy rígido y no se acople al comportamiento de los costos observados. Si se implementara una dependencia continua respecto al área de intercambio para el tipo de material, podría mejorar el ajuste entre los costos.

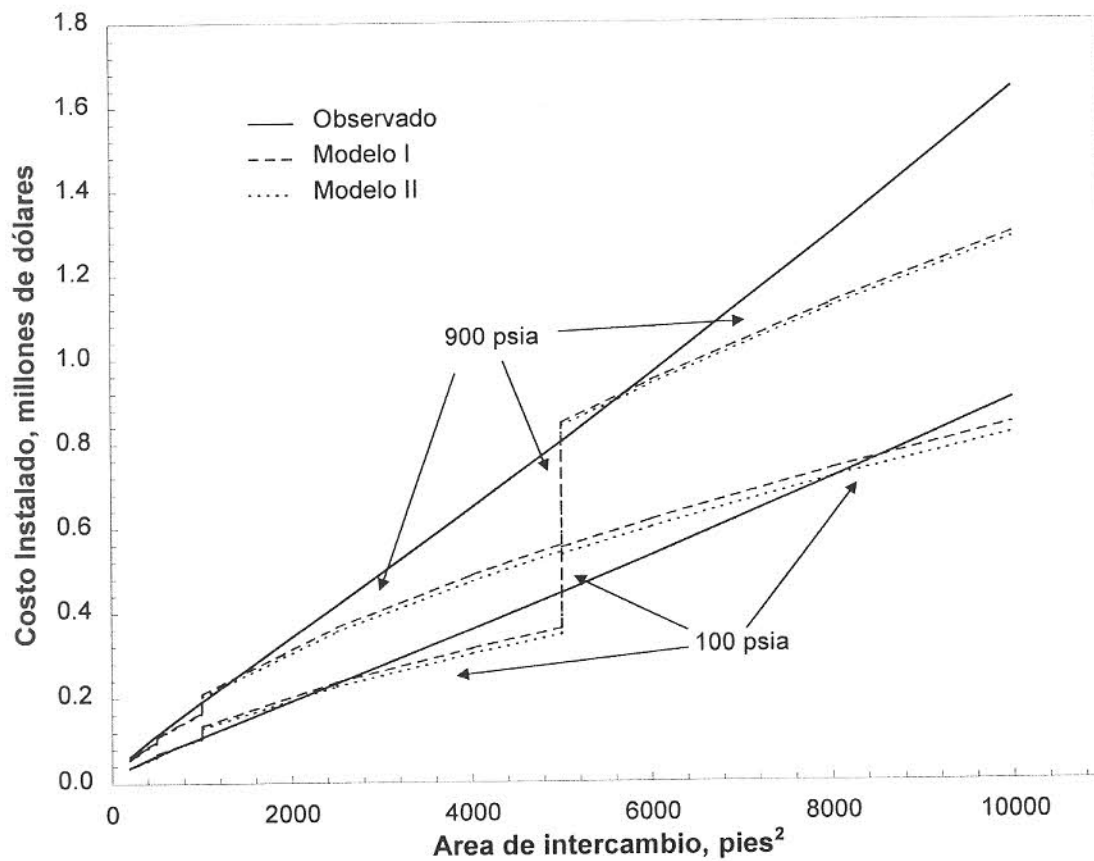


Figura 3.1 Costos instalados de intercambiadores de calor, tipo cabezal flotante en acero inoxidable a una presión de diseño de 100 y 900 psia, observados y estimados con los Modelos I y II para 1985.

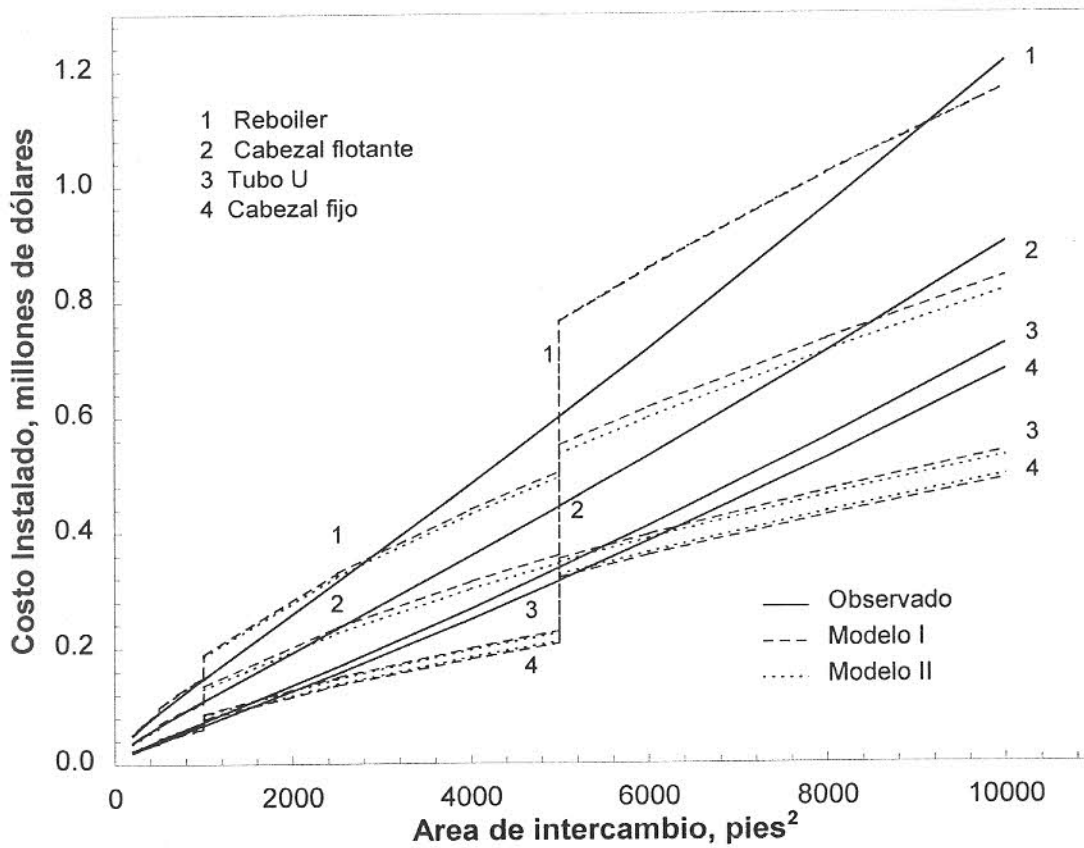


Figura 3.2 Costos instalados para intercambiadores de calor, en acero inoxidable a una presión de 100 psia para diferentes geometrías, observados y estimados con los Modelos I y II para 1985.

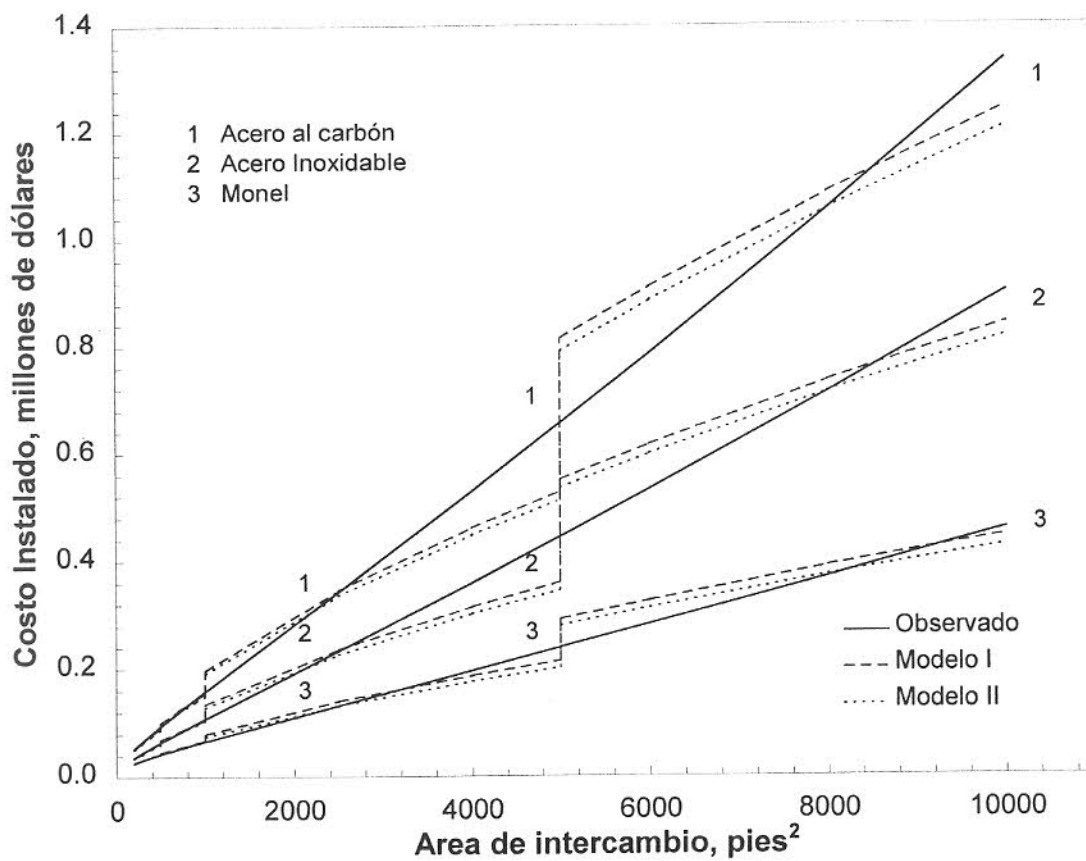


Figura 3.3 Costos instalados para intercambiadores de calor, tipo cabezal flotante a una presión de diseño de 100 psia en función del tipo de material, observados y estimados con los Modelos I y II para 1985.

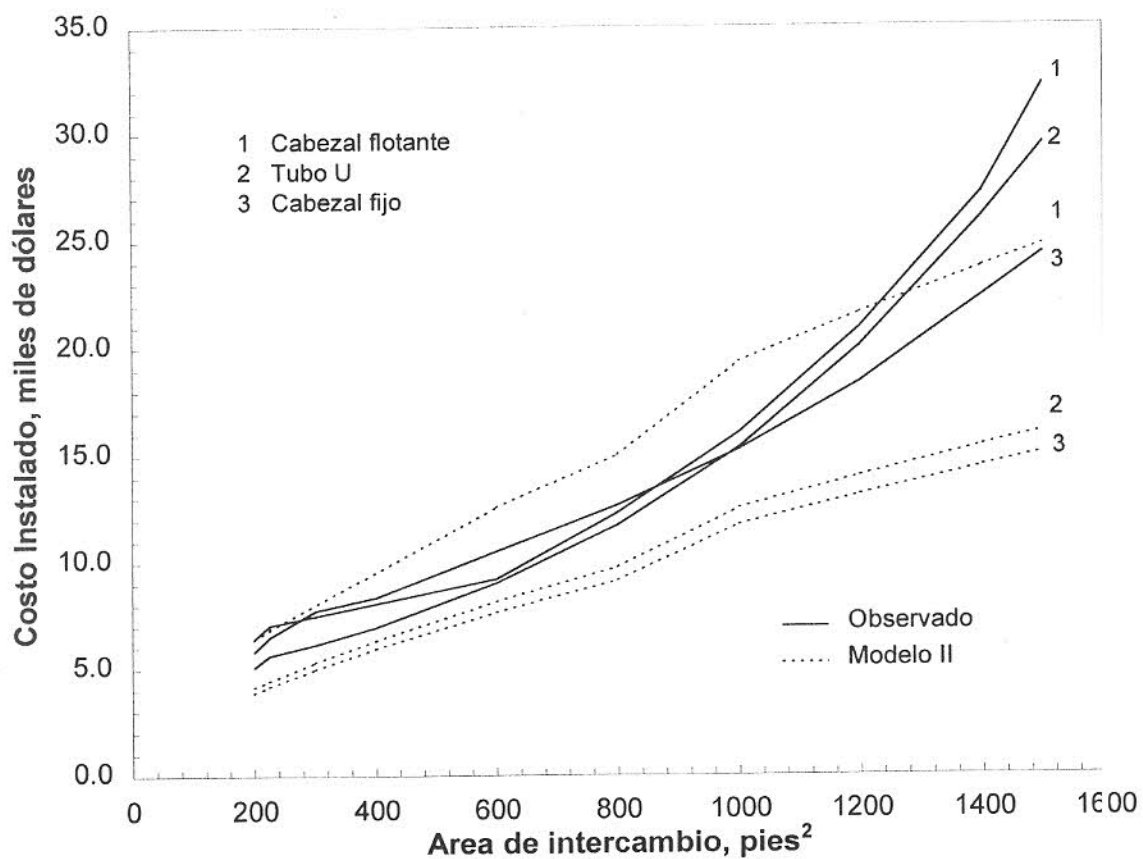


Figura 3.4 Costos f.o.b. para intercambiadores de calor, en acero al carbón a una presión de 75 psia para diferentes geometrías, observados y estimados con el Modelo II para 1982.



Aunque ambos modelos presentan discrepancias entre los valores observados y los estimados, el Modelo II presenta valores adecuados para sus factores según los argumentos de su definición. El Modelo I presenta un valor para el factor de módulo desnudo menor a la unidad, lo cual carece de sentido físico según los criterios bajo los que se definió el modelo.

## CAPÍTULO VI

# RECIPIENTES A PRESIÓN

### *4.1 APLICACIÓN DE LOS MODELOS*

Los métodos de estimación para recipientes a presión tienen como base dos formas diferentes para la obtención del costo de este tipo de equipo. La primera requiere de las dimensiones del recipiente, como son el diámetro y la altura, así como tipo de material de construcción y presión de diseño. La estimación es una función directa de todos los factores anteriores por lo que el costo se obtiene de manera relativamente rápida. La segunda forma de realizar la estimación utiliza los datos efectuando primero un cálculo previo que es la obtención del peso del recipiente, el cual se utiliza posteriormente para obtener el valor del costo del equipo, lo cual representa un cálculo intermedio y hace que la estimación consuma más tiempo. Ambas formas utilizan factores para corrección por presión y tipo de material.

Se utilizan el diámetro y la altura como variables de diseño para las estimaciones de los costos de recipientes a presión, pues estas dimensiones se obtienen directamente durante el diseño del equipo. Adicionalmente, se requiere de la presión de diseño y del material y tipo de construcción del recipiente para realizar los ajustes correspondientes.

El Modelo I corresponde a las ecuaciones presentadas por Guthrie, dentro del módulo de proceso químico, utilizando la siguiente secuencia:

1. Obtener el costo base del equipo ( $C_b$ ) en función del diámetro y la altura del recipiente, así como el tipo de fabricación (horizontal o vertical). El costo base representa los costos de recipientes a presión, fabricados a mediados de 1968 en acero al carbón a una presión interna de 50 psi, con un promedio de boquillas, entradas hombre y soportes. Este conjunto de características representa el módulo normal o estándar.
2. Calcular el costo f.o.b. del equipo ( $C_{fob}$ ) utilizando factores de corrección para presión de diseño y material de construcción adecuados, mediante la siguiente ecuación:

$$C_{fob} = C_b * (F_m * F_p) * \text{índices} \quad (4.1)$$

donde  $F_m$  representa el factor de corrección por tipo de material,  $F_p$  el factor para corregir la presión e *índices* representa la relación entre el índice al año que se desea escalar y el índice del año base (1968). La Tabla 4.1 presenta el valor para los factores originales.

3. Finalizar la estimación con la secuencia de ecuaciones de la (2.1) a la (2.3) para obtener el costo total del módulo ( $C_m$ ).

Combinando las ecuaciones anteriores se obtiene la siguiente expresión apropiada para programarse:

$$C_m = 1.15 * C_b * (F + F_m * F_p * \text{índices} - 1) \quad (4.2)$$

donde:  $C_m$  representa el costo total del equipo instalado;

$C_b$  es el costo base de Guthrie para el equipo dependiendo del diámetro, altura y tipo de fabricación;

$F$  es el factor de módulo desnudo con dos niveles:

Recipiente Verticales y  
Recipientes Horizontales

$F_p$  es el factor para corrección por presión, en el modelo tiene los siguientes 11 niveles:

50 psi,  
100 psi,  
200 psi,  
300 psi,  
400 psi,  
500 psi,

600 psi,  
 700 psi,  
 800 psi,  
 900 psi y  
 1000 psi;

$F_m$  es el factor de corrección para el material de construcción en dos niveles:

Acero al Carbón y  
 Acero Inoxidable.

En total el modelo tiene 15 parámetros a estimar, considerando los dos factores de módulo desnudo como desconocidos.

**Tabla 4.1 Valores originales de los factores de Guthrie para recipientes a presión**

Tipo de Factor		Valor
$F_p$	50 psi	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	2.50
$F_m$	Acero al Carbón	1.00
	Acero Inoxidable	2.25
$F$	Factor de módulo	
	Vertical	4.23
	Horizontal	3.18

El Modelo II corresponde a la Ecuación 2.4 donde el  $C_{job}$  se calcula por medio de la Ecuación 4.1. Combinando ambas ecuaciones se obtiene la siguiente expresión:

$$C_m = 1.15 * F * C_b * (F_m * F_p) * \text{índices} \quad (4.3)$$

donde  $C_m$  representa el costo total del equipo una vez instalado;

$C_b$  es el costo base de Guthrie para el equipo dependiendo del diámetro, altura y tipo de construcción;

$F$  representa los factores, vertical y horizontal, para el costo instalado;

$F_p$  y  $F_m$  presentan las mismas características que en el Modelo I.

Este modelo también cuenta con 15 parámetros, considerando los factores para el costo instalado como desconocido.

Para facilitar el cálculo del costo base del recipiente, se tomaron varios puntos de la gráfica original de Guthrie y se realizó una búsqueda para encontrar una ecuación que los representara. La gráfica del costo base consta de una serie de líneas rectas en coordenadas semi-logarítmicas, por lo que la ecuación que los describa presentará el diámetro elevado a una potencia. Utilizando regresión lineal se obtuvieron ecuaciones para cada una de las rectas y los términos independientes se correlacionaron posteriormente. Dichos términos presentan un comportamiento tipo potencia, pero ahora con respecto a la altura del recipiente. La ecuación final, por lo tanto, consta de un término independiente, del diámetro elevado a una potencia y de la altura elevada a otra potencia. Los 6 parámetros involucrados, 2 para recipientes horizontales y 3 para verticales, se optimizaron con el GREG y las ecuaciones que presentaron el mejor ajuste son las siguientes:

$$C_b = 99.035 * D^{1.052} * H^{0.827} \quad \text{Recipientes verticales} \quad (4.3)$$

$$C_b = 83.802 * D^{1.052} * H^{0.769} \quad \text{Recipientes horizontales} \quad (4.4)$$

donde  $C_b$  representa el costo base del recipiente a presión para 1968 en dólares y  $D$  y  $H$  son el diámetro y la altura del recipiente, respectivamente, expresados en pies. Las ecuaciones anteriores presentan un coeficiente de correlación de 0.9996. Los errores entre los datos reportados por Guthrie y los obtenidos por las ecuaciones anteriores son menores del 10%; sin embargo ahora se tiene la certeza de que los datos se obtienen sobre la misma base, lo que no

ocurre si se toman las lecturas aisladas. Las ecuaciones (4.3) y (4.4) son válidas para diámetros comprendidos entre 2 y 10 pies y para alturas de 4 a 100 pies.

Para el modelo I se utilizaron 3852 observaciones obtenidas utilizando las ecuaciones de Walas (1990), correspondientes a costos instalados para recipientes a presión para 1985. Mientras que para el Modelo II se utilizaron en total 4054 observaciones, de las cuales 3690 corresponden a valores de costos instalados comprendidos dentro de las observaciones del modelo anterior. Las observaciones restantes se obtuvieron de Hall y col. (1982) y corresponden a costos f.o.b. para recipientes construidos en acero inoxidable a baja presión. La Tabla 3.2 presenta los valores finales de los factores, para los dos modelos, obtenidos de la estimación de parámetros.

**Tabla 4.2 Factores de ajuste para recipientes a presión estimados para los Modelos I y II.**

Tipo de Factor		Modelo I	Modelo II	No. Parámetro
$F_p$	≤ 50 psi	0.718	0.589	1
	100	1.111	0.822	2
	200	1.608	1.107	3
	300	2.039	1.363	4
	400	2.388	1.581	5
	500	2.722	1.775	6
	600	2.960	1.910	7
	700	3.179	2.037	8
	800	3.421	2.176	9
	900	3.640	2.311	10
	1000	3.865	2.450	11
$F_m$	Acero al Carbón	2.260	1.530	12
	Acero Inoxidable	2.800	1.854	13
$F$	Vertical	2.313	2.393	14
	Horizontal	3.658	2.669	15

## 4.2 ANÁLISIS PARA LAS ESTIMACIONES FINALES

Las Figuras 4.1, 4.2, 4.3 y 4.4 presentan los costos instalados observados y estimados con los dos modelos para recipientes a presión. La Figura 4.1 presenta las variaciones de los costos en función del diámetro del recipiente, la Figura 4.2 en función de la presión, la Figura 4.3 en función del material de construcción y la Figura 4.4 en función de la posición del recipiente.

De manera general, las estimaciones para los diámetros menores presentan valores por debajo de los observados, lo cual indica que las ecuaciones del costo base fallan al predecir los costos para este tipo de diámetros. Lo anterior también ocasiona que la estimación de los costos para una configuración específica cruce los costos observados para más de una condición.

Al igual que para los intercambiadores de calor la presión presenta rangos para los ajustes y una dependencia más directa del valor de ajuste respecto a la presión de diseño podría producir mejoras al realizar las estimaciones.

Los costos f.o.b. observados son mayores que los estimados para diámetros grandes mientras que para diámetros pequeños la tendencia es a la inversa. El diámetro inter medio entre estas condiciones se encuentra aproximadamente entre 5 y 6 pies.

En este caso, los dos modelos presentan valores físicamente adecuados según los lineamientos bajo los cuales fueron establecidos. Además, los valores de las estimaciones logradas con ambos modelos son parecidas, por lo que se podrían utilizar indistintamente.

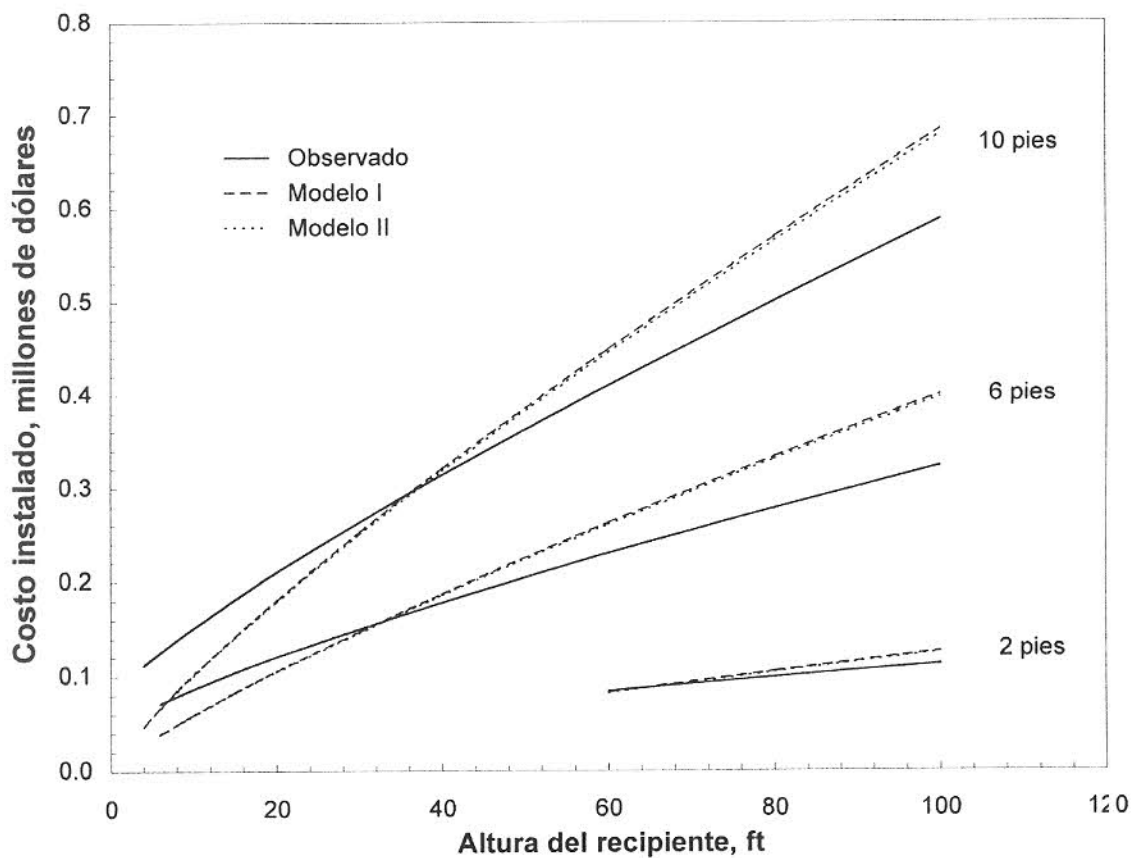


Figura 4.1 Costos instalados para recipientes verticales, construidos en acero al carbón a una presión de 200 psi para diferentes diámetros, observados y estimados con los Modelos I y II para 1985.



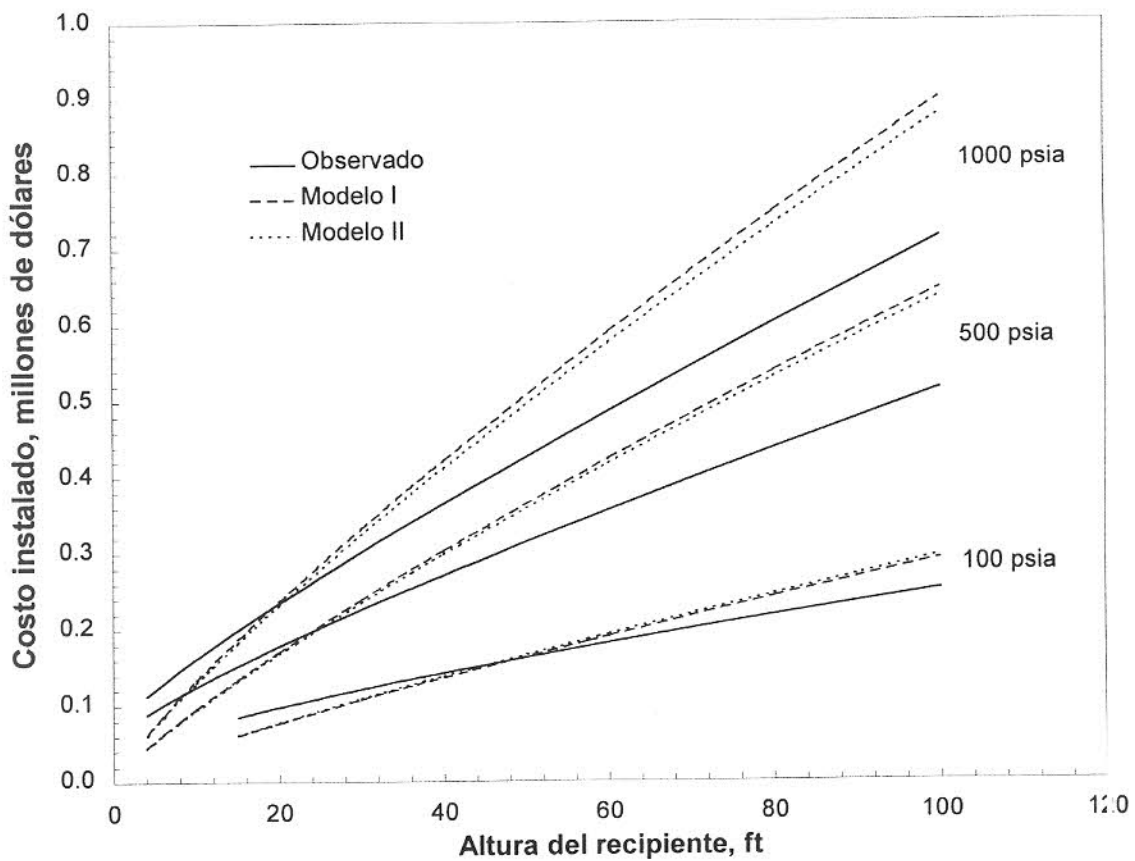


Figura 4.2 Costos instalados para recipientes verticales, construidos en acero al carbón con un diámetro de 6 pies para diferentes presiones, observados y estimados con los Modelos I y II para 1985.

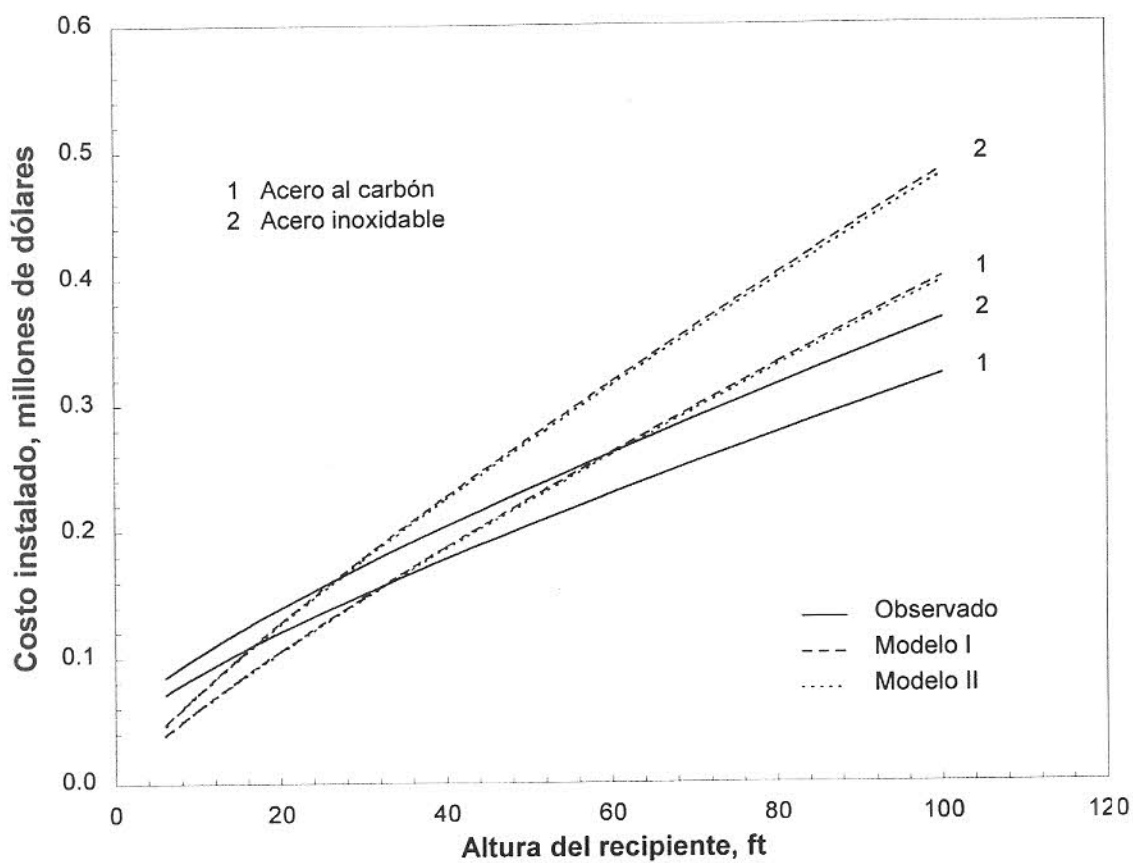


Figura 4.3 Costos instalados para recipientes verticales, a una presión de 200 psi y a un diámetro de 6 pies para diferente material de construcción, observados y estimados con los Modelos I y II para 1985.

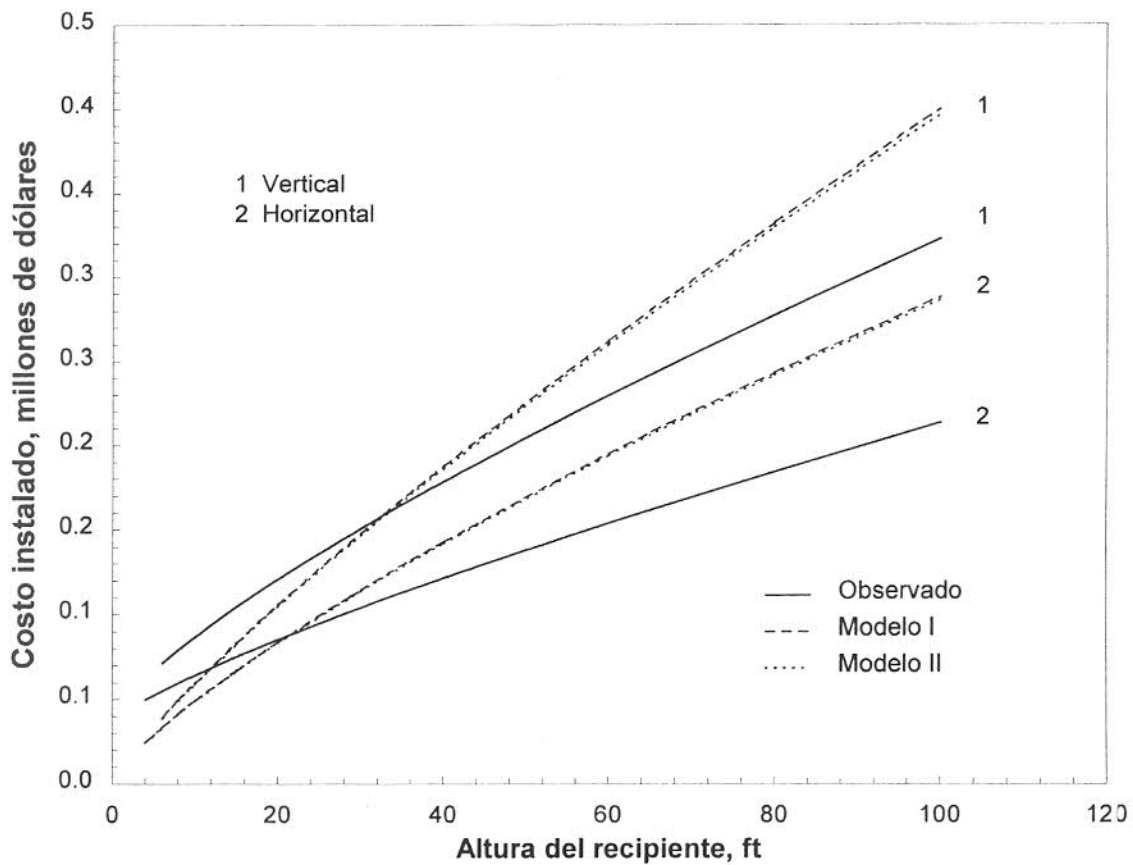


Figura 4.4 Costo instalado para recipientes, construidos en acero al carbón a una presión de 200 psi y un diámetro de 6 pies para dos tipos de fabricación, observados y estimados con los Modelos I y II para 1985.

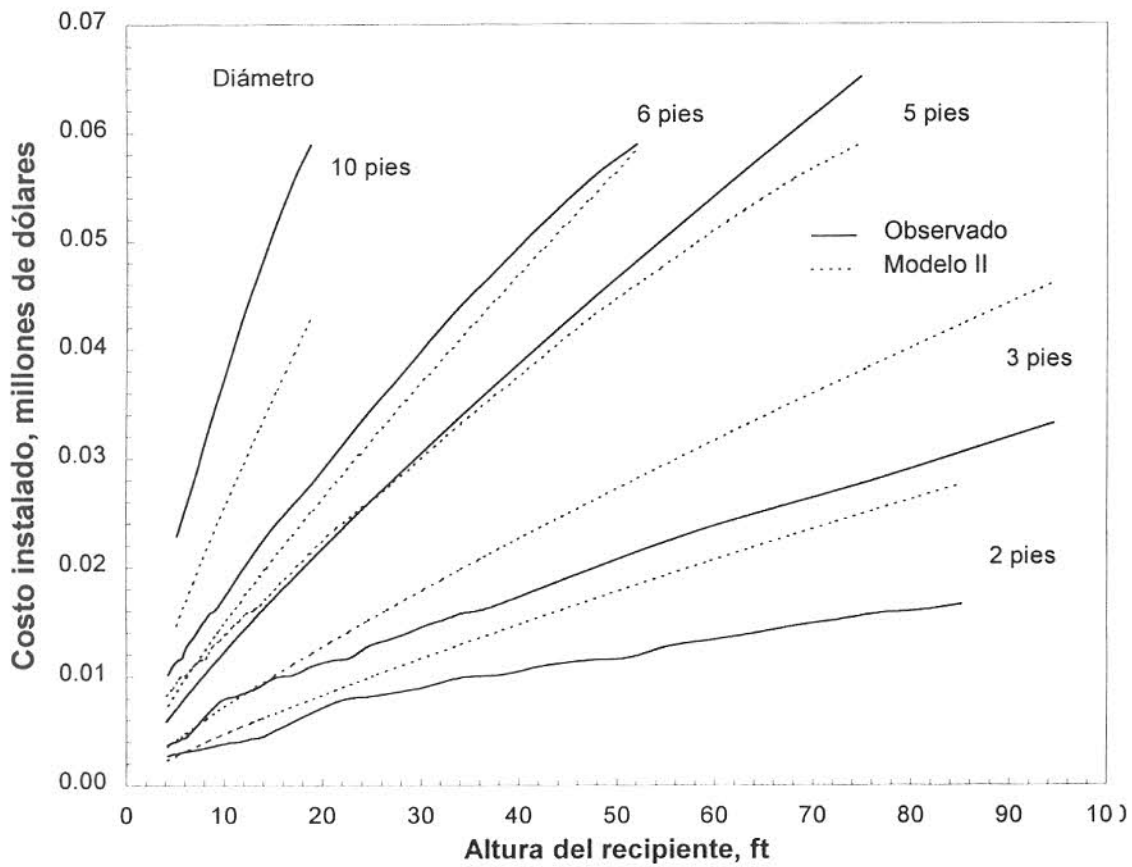


Figura 4.5 Costos f.o.b. para recipientes verticales, construidos en acero inoxidable a una presión de 50 psi para diferentes diámetro, observados y estimados con el Modelo II para 1982.

## CAPÍTULO V

# COLUMNAS DE DESTILACIÓN

### *5.1 APLICACIÓN DEL MODELO*

La estimación de los costos de columnas de destilación requiere como datos las dimensiones de la columna, es decir su diámetro y altura, el material de construcción, la presión de diseño y el tipo y número de platos o material del empaque. Los métodos utilizados para la estimación de costos para columnas de destilación siguen los lineamientos expuestos para los recipientes a presión, y de manera general los cálculos para los costos de los platos o empaques se realizan una vez obtenido el costo del recipiente, adicionándolos a este último para obtener el costo del equipo completo.

Debido a que los costos para los recipientes a presión se presentan en el capítulo anterior, ahora se muestran únicamente las estimaciones para los platos, los cuales se adicionan al costo del recipiente correspondiente según los lineamientos del método de Guthrie. Por lo anterior los platos no presentan factor de instalación, pues este se aplica al recipiente y no existe el Modelo II.

Guthrie propone los siguientes lineamientos para estimar los costos de las columnas de destilación:

1. Calcular el costo del recipiente a presión, con las dimensiones, presión de diseño y tipo de material, de acuerdo a la secuencia descrita en el capítulo anterior.

2. Determinar la altura del conjunto de platos en pies como el número de platos y obtener el costo de los platos como función de la altura del conjunto y el diámetro de la columna, con la gráfica del costo presentada por Guthrie.

3. Realizar las modificaciones necesarias para ajustar el costo mediante la siguiente ecuación:

$$C_p = C_b * (F_s + F_t + F_m) * \text{indices} \quad (5.1)$$

donde  $C_p$  es el costo de los platos instalados,  $F_s$  es el factor de ajuste para el espaciamiento de los platos,  $F_t$  es el factor para el tipo de platos,  $F_m$  es el factor para ajuste por tipo de material de construcción e *indices* es la relación entre el valor del índice del año actual y el índice del año base de Guthrie. Los factores originales se muestran en la Tabla 5.1.

4. Adicionar el costo de los platos al costo del recipiente a presión correspondiente.

Se establece el modelo I como la Ecuación 5.1, con la siguiente disposición y definición de variables involucradas:

$C_p$  representa el costo de los platos;

$C_b$  es el costo base de Guthrie para los platos y depende del número de ellos y del diámetro de la columna. El módulo estándar considera un espaciamiento de 2 pies entre platos consecutivos;

$F_s$  es el factor de ajuste para el espaciamiento entre platos y únicamente se considera un espaciamiento de 2 pies entre platos, por ser el más utilizado en las columnas de destilación de platos;

**Tabla 5.1 Valores originales de los factores de Guthrie para platos de columnas de destilación.**

Tipo de Factor		Valor
$F_t$	Perforado	0.00
	Válvulas	0.40
$F_m$	Acero al carbón	0.00
	Acero Inoxidable	1.70
$F_s$	2.0 pies	1.00

$F_t$  es el factor para el tipo de plato y presenta 2 niveles:

Platos tipo rejilla y

Platos de válvulas;

$F_m$  es el factor para ajustar el tipo de material y presenta dos niveles:

Acero al carbón y

Acero inoxidable.

En total existen 5 factores a estimar, pues en este caso no existe factor de módulo desnudo, pues ese se aplica al recipiente a presión.

Con datos obtenidos de la gráfica de costo del artículo original de Guthrie se generó una ecuación para el costo, como una función de la altura del conjunto de platos y el diámetro de los mismos. La gráfica del costo consta de una serie de líneas rectas en coordenadas semi-logarítmicas y utilizando regresión lineal se obtuvieron ecuaciones para cada una de las líneas. Todas las ecuaciones presentan una potencia respecto a la altura del conjunto de platos multiplicada por un término independiente. El conjunto de términos independientes se ajustó para encontrar una ecuación característica que los describa; dicha ecuación es un polinomio de cuarto orden con respecto al diámetro de los platos. Los 6 parámetros (la potencia de la altura del conjunto de platos y los 5 términos del polinomio) se optimizaron con el GREG encontrándose la siguiente ecuación para los costos de los platos:

$$C_b = A * H^{0.99} \quad (5.2)$$

donde  $C_b$  es el costo de los platos en dólares,  $H$  es la altura del conjunto de platos en pies y  $A$  es una función del diámetro, representada por la siguiente ecuación:

$$A = -0.0551 * D^4 + 1.0898 * D^3 - 5.1618 * D^2 + 15.7634 * D - 1.204 \quad (5.3)$$

donde  $D$  representa el diámetro de la columna en pies. Para el conjunto de datos de trabajo se obtiene un coeficiente de correlación de 0.9999. Las Ecuaciones 5.2 y 5.3 son válidas para un diámetro entre 2 y 10 pies y una altura del conjunto de platos comprendida entre 5 y 100 pies.

Para las estimaciones del GREG se manejó un conjunto de 540 datos, formados por diferentes configuraciones para los platos, tomadas de Hall y col. (1982) y Hall y col. (1988).

Los últimos valores para los factores, arrojados por la estimación de parámetros, se muestran en la Tabla 5.2.

**Tabla 5.2 Factores finales para el Modelo I para platos de columna de destilación**

Tipo de Factor		Modelo I	No. Parámetro
$F_t$	Perforado	0.010	1
	Válvulas	0.024	2
$F_m$	Acero al carbón	0.023	3
	Acero Inoxidable	0.054	4
$F_s$	2.0 pies	0.005	5

## 5.2 ANÁLISIS PARA LAS ESTIMACIONES FINALES

Las Figuras 5.2, 5.2 y 5.3 presentan los costos observados y estimados para platos de destilación. La Figura 5.1 presenta los valores del costo en función del diámetro, la Figura 5.2 en función del tipo de diseño del plato y la Figura 5.3 en función del material de construcción.

Los costos estimados no presentan la tendencia de los observados, pues las estimaciones de la ecuación de Guthrie predice que conforme aumente la altura del conjunto de platos aumenta el costo. Lo anterior muestra que la ecuación para el costo base propuesta por Guthrie no es adecuada. Además, debido a la diferencia entre los comportamientos de los costos observados y estimados, el criterio para la terminación de la estimación de parámetros no se cumplió. Los valores presentados en la Tabla 5.2, corresponden a la última iteración realizada por el paquete GREG.

Los costos observados presentan dos comportamientos diferentes conforme aumenta la altura del conjunto de platos y podrían aproximarse utilizando una funcionalidad continua tal vez tipo exponencial o mediante dos funcionalidades diferentes, pues los costos para alturas mayores a 20 pies no presentan dependencia respecto a la altura del conjunto de platos.



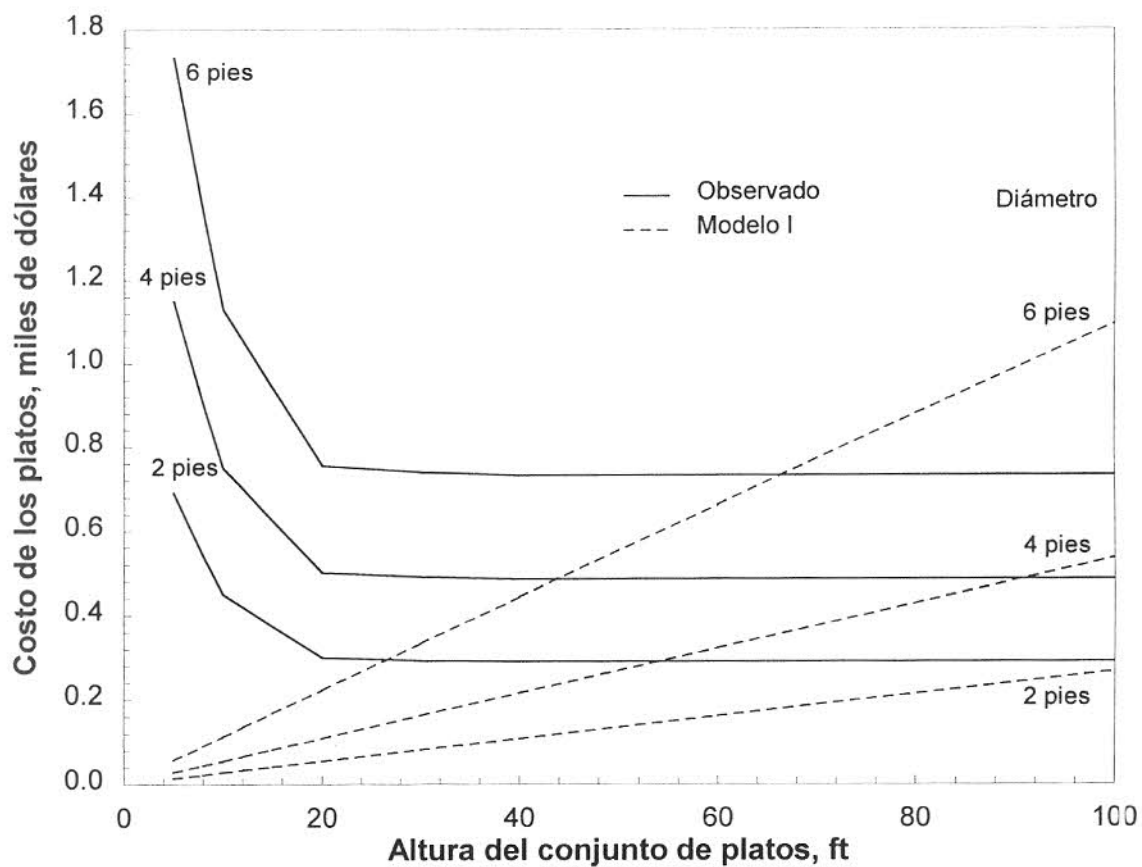


Figura 5.1 Costos observados y estimados con el Modelo I para platos de válvulas construidos en acero al carbón en función del diámetro para 1985.

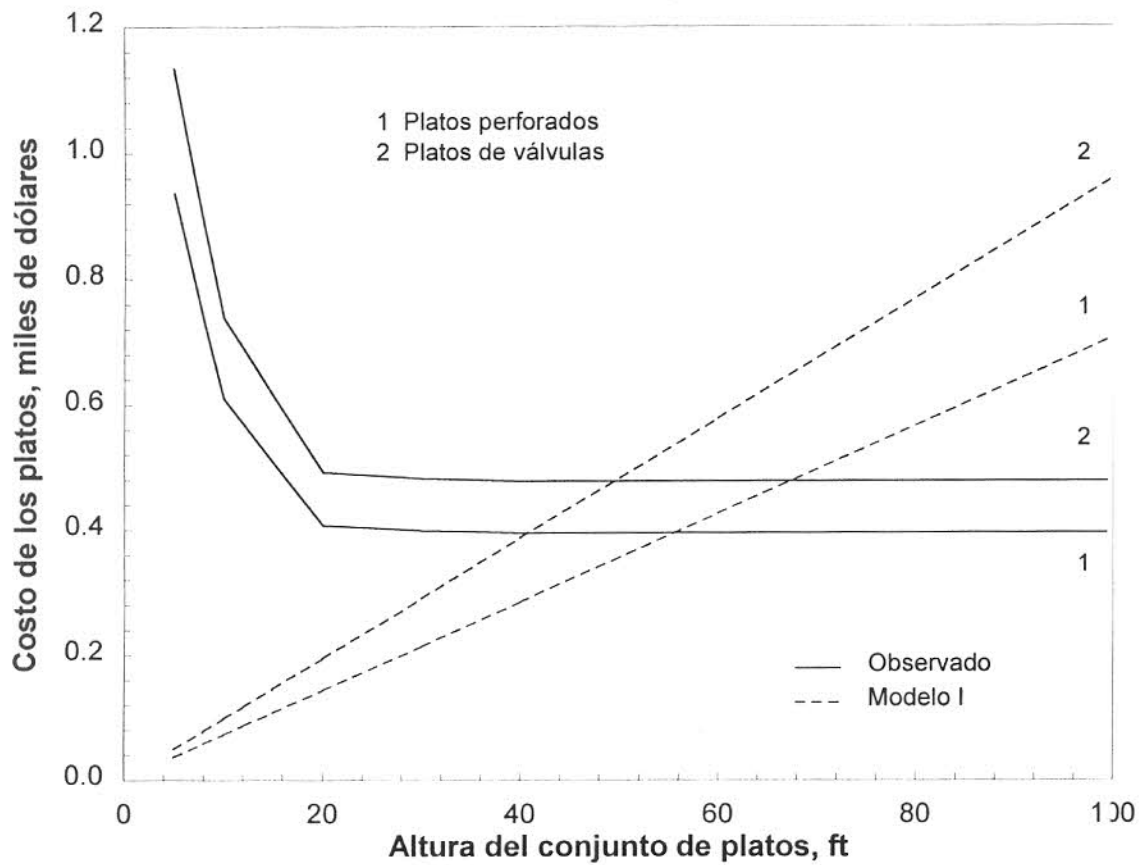


Figura 5.2 Costos observados y estimados con el Modelo I para platos construidos en acero al carbón y a un diámetro de 6 pies como función del tipo de plato para 1982.

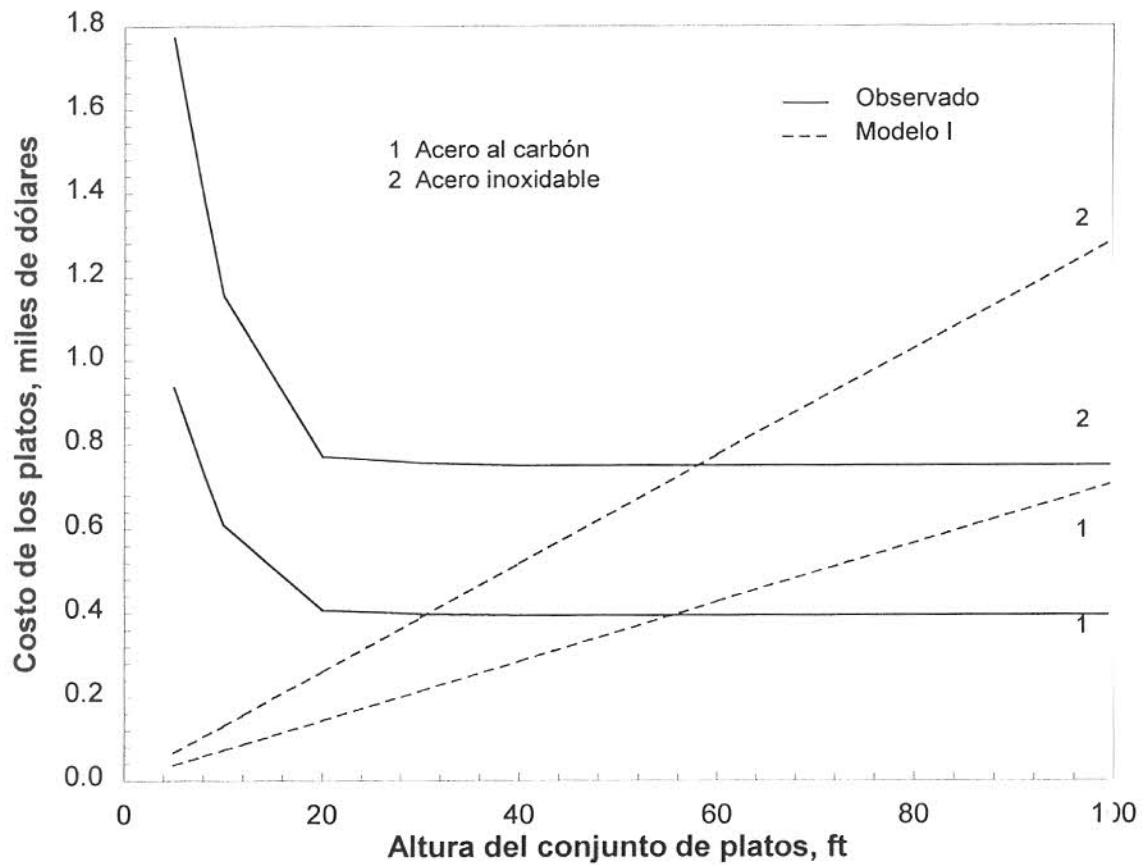


Figura 5.3 Costos observados y estimados por el Modelo I para platos perforados a un diámetro de 6 pies en función del tipo de material de construcción para 1982.<sup>o</sup>

## CAPÍTULO VI

# CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### *6.1 CONCLUSIONES*

La secuencia de ecuaciones original propuesta por Guthrie, con los factores actualizados, no resulta adecuada para representar costos para los intercambiadores de calor, pues el valor estimado para el factor de módulo desnudo no es apropiado según la definición del modelo.

En general las estimaciones realizadas con ambos modelos son parecidas para la misma configuración de equipo. Sin embargo, para que el método cumpla con valores físicamente válidos para los factores, es necesario utilizar la ecuación propuesta. Aunque para los recipientes a presión los factores son adecuados, sería más útil emplear un mismo modelo general para todos los equipos y no uno independiente para cada uno.

Los factores de ajuste por presión y material para intercambiadores de calor necesitan de una funcionalidad continua, pues la funcionalidad discreta que actualmente tienen ocasiona que existan discrepancias entre los costos estimados y los observados. Sin embargo, la funcionalidad con respecto al área de intercambio debe seguir existiendo.

El costo base de los recipientes a presión necesita de una modificación, para evitar que las estimaciones para las alturas pequeñas sean menores que los costos reales. Los factores de ajuste para la presión, en este caso, también deben ser continuos.

El modelo para los platos de las columnas de destilación no es adecuado para las estimaciones, pues los valores estimados no presentan el mismo comportamiento que los valores observados. Los valores observados presentan dos comportamientos diferentes con respecto a la altura del conjunto de platos y el costo base necesita ser acoplado para representar dichos comportamientos.

## **6.2 RECOMENDACIONES**

Con técnicas semejantes a las utilizadas en este trabajo sería posible verificar si las ecuaciones de Guthrie para las estimaciones de algunos otros equipos todavía son adecuadas. Asimismo, se podrían establecer lineamientos para actualizar aquellos que no lo sean y posteriormente algunos módulos adicionales del método de Guthrie podrían ser manejados si se cuenta con los datos necesarios.

Sería muy útil generar un método de estimación para los principales equipos de proceso, basados en la ecuación propuesta y en los lineamientos presentados en las conclusiones, utilizando diferentes funcionalidades para los factores de ajuste.

Sería conveniente proponer modificaciones para adecuar las ecuaciones del costo base de los recipientes a presión a costos reales, principalmente para las áreas pequeñas.

Es necesario proponer una expresión diferente para realizar estimaciones para los platos de las columnas de destilación, y posteriormente para los factores de ajuste correspondientes a esta parte del equipo.

## BIBLIOGRAFIA

**Corripio, A.B., Chrien, K.S. y Evans L.B.**, Estimating costs of heat exchangers and storage tanks via correlations, *Chemical Engineering*, **89**, 2, pp. 125-127, (1982).

**Douglas, J.M.**, *Conceptual design of chemical processes*, Mc Graw Hill, cap. 2, pp. 32-37, (1988)

**Guthrie, K.M.**, Data and techniques for preliminar capital cost estimating, *Chemical Engineering*, **76**, 6, pp. 114-142, (1968).

**Guthrie, K.M.**, *Process plant estimating evaluation and control*, Craftsman Book Company of America, (1974).

**Hall, R.S., Matley, J. y McNaughton, K.J.**, Current costs of process equipment, *Chemical Engineering*, **89**, 7, pp. 80-116, (1982).

**Hall, R.S., Vatavuk, W.M. y Matley, J.**, Estimating process equipment costs, *Chemical Engineering*, **95**, 17, pp. 66-75, (1988).

**Madrigal, E., Miranda, A.L. y Miranda, F.**, Estimación de los costes de inversión en plantas químicas (I) Necesidades de la estimación y tipos, *Ingeniería Química*, **XXIII**, 270, pp. 167-173, (1991a).

**Madrigal, E., Miranda, A.L. y Miranda, F.**, Estimación de los costes de inversión en plantas químicas (II) Métodos rápidos de estimación, *Ingeniería Química*, **XXIII**, 271, pp. 229-240, (1991b).

**Mulet, A., Corripio, A.B. y Evans L.B.**, Estimating costs of distillation and absorption towers via correlations, *Chemical Engineering*, **88**, 26, pp. 77-82, (1981a).

**Mulet, A., Corripio, A.B. y Evans L.B.**, Estimating costs of pressure vessel via correlations, *Chemical Engineering*, **88**, 20, pp. 145-150, (1981b).

**Pikulik, A. y Díaz, H.E.**, Cost estimating for major process equipment, *Chemical Engineering*, 84, 21, pp. 106-122, (1977).

**Purohit, G.P.**, Estimating costs of shell-and-tube heat exchangers, *Chemical Engineering*, 90, 17, pp. 56-67, (1983).

**Vatavuk, W.M.**, A potpourri of equipment prices, *Chemical Engineering*, 102, 8, pp. 83-73, (1995).

**Vatavuk, W.M.**, Pricing equipment for air-pollution control, *Chemical Engineering*, 97, 5, pp. 126-130, (1990).

**Vatavuk, W.M. y Neveril R.B.**, Estimating costs of air-pollution control systems, Part I: Parameter for sizing systems, *Chemical Engineering*, 87, 20, pp. 165-168, (1980).

**Walas, S.M.**, *Chemical process equipment selection and design*, Butterworth-Heinemann Series in Chemical Engineering, Cap. 20, pp. 663-669, (1990).

## **APÉNDICES**



## APÉNDICE A

# ESTIMACIÓN DE PARAMETROS

### A.1 GENERALIDADES

El problema general de la estimación de parámetros es dadas  $n$  observaciones,  $x$ , que carecen de una distribución característica que las describa (la forma de la distribución puede ser conocida pero puede tener un número desconocido de parámetros,  $\theta_j$ ), las  $n$  observaciones deberán ser usadas para determinar los parámetros  $\theta_j$ , tan exactamente como sea posible. Definiendo un estimador como una función,  $t$ , de las observaciones usada para determinar el parámetro desconocido  $\theta$ , y un estimado es el valor resultante del estimador  $\hat{\theta}$ .

Para que una función  $t$  sea un buen estimador debe contar con las siguientes propiedades:

- No debe desviarse del valor verdadero del parámetro en un límite grande para  $n$ .
- Debe mejorar la exactitud con  $n$  más grande.
- Debe ser centrado alrededor del valor verdadero del parámetro para todo  $n$ .
- Debe extraer toda información de los datos  $x_i$ .
- Debe tener la menor varianza posible.
- Debe ser tan robusto como para no ser sensible en los fondos o fuera de límite.

## ***A.2 DESCRIPCION DEL GREG***

El GREG es programa de regresión general para estimación no-lineal de parámetros, desarrollado por Warren E. Stewart, Mike Caracotsios y Jan P. Sørensen en el Departamento de Ingeniería Química en la Universidad de Wisconsin-Madison en E.U.A. De forma general el GREG cuenta con una clasificación de las respuestas en dos modos:

### **□ RESPUESTA UNICA**

Para modelos con una sola variable dependiente en los que la estimación se realiza por mínimos cuadrados en dos niveles diferentes:

#### **▪ Nivel 10**

Es una opción que utiliza derivadas numéricas para la función con respecto a los parámetros calculadas por el programa.

#### **▪ Nivel 11**

Es una opción que utiliza derivadas analíticas definidas por el usuario para la función respecto a los parámetros.

### **□ MULTIRESPUESTA**

Para modelos que presentan más de una variable dependiente con respuestas observadas sin superposición, se realiza una estimación Bayesiana con matriz de covarianza desconocida y sin información previa, en dos niveles:

#### **▪ Nivel 20**

Es una opción que utiliza el calculo de las derivadas numéricas para la función con respecto a los parámetros

#### **▪ Nivel 21**

Es una opción que utiliza derivadas analíticas definidas por el usuario para la función respecto a los parámetros.

## ***A.3 MODELO REPRESENTATIVO***

A continuación se describe la implementación de la estimación de parámetros utilizada para los factores de los intercambiadores de calor, se muestran los programas y los archivos de

datos y resultados finales. La estimación paramétrica de los factores para los intercambiadores de calor requiere de los siguientes elementos:

**A.3.1 PROGRAMAS Y SUBROUTINAS**

- (a) program.f Representa el programa principal de la optimización. Contiene las sentencias para lectura y escritura de datos, así como la obtención de todas las variables necesarias para la subrutina GREG. A continuación se muestra el listado del programa program.f, el cual incluye la lista de variables utilizadas.

C23456789012345678901234567890123456789012345678901234567890123456789012

```

IMPLICIT DOUBLE PRECISION (A-H,O-Z)
EXTERNAL MODEL
CHARACTER*1 SALTO
PARAMETER (NO=1400,NPA=22,MIS=100,MDS=33000)
DIMENSION OBS (NO) , PAR (NPA) , BNDLW (NPA) , BNDUP (NPA) , CHMAX (NPA)
DIMENSION DEL (NPA) , DSC (MDS) , ISC (MIS) , PRE (NO) , WAL (NO) , NPRE (NO)
DIMENSION PRES (NO) , NTIPO (NO) , AREA (NO) , MATE (NO) , VAR (NO) , RES (NO)
DIMENSION N (NO) , ERR (NO)
COMMON/CARA/N,NTIPO,AREA,MATE,NPRE
COMMON/MODELO/VAR,PRES,WAL,PRES

C      !!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!

C      Programa para la estimacion de los factores de Guthrie
C      para costos de intercambiadores de calor
C      Total de parametros 22
C      1-5   FACTORES DE PRESION
C      6-17  FACTORES DE MATERIAL
C      18-21 FACTORES DE TIPO DE INTERCAMBIADOR
C      22   FACTOR DE MODULO DESNUDO

C      !!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!

C      DEFINICION DE LAS VARIABLES

C      NO    Dimension del vector de observaciones para el programa
C      NPA   Dimension del vector de parametros para el programa
C      MIS, MDS  Dimension de los vectores de trabajo del GREG
C      OBS   Vector de las observaciones, contiene los errores
C           deseados entre los costos de Walas y Guthrie
C      PAR   Vector de los parámetros a estimar
C      BNDLW, BDUP, CHMAX, DEL, DSC, ISC Son vectores requeridos por el
C           GREG para la optimizacion
C      PRE   Vector que contiene las predicciones del GREG
C      WAL   Vector que contiene los costos observados
    
```

```

C     PRES     Vector que contiene el numero de parametros
C             correspondiente a la presion del dato i
C     NTIPO    Vector que contiene el tipo de dise;o del intercambiador
C             1 Tipo Reboiler
C             2 Tipo cabezal flotante
C             3 Tipo cabezal fijo
C             4 Tipo Tubo U
C     AREA     Vector que contiene el area de intercambio del
C             intercambiador i
C     MATE     Vector que contiene el tipo de material de construccion
C             del intercambiador i
C             1 Acero al carbon
C             2 Acero inoxidable
C             3 Monel
C     VAR      Vector que contiene los costos base de Guthrie como
C             funcion del area de intercambio
C     RES      Vector que contiene los residuales entre el costo
C             observado y el estimado por el GREG

C     !!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!

C     LECTURA DEL NUMERO DE PARAMETROS Y OBSERVACIONES

OPEN(12,FILE="inicio.dat")
READ(12,*)SALTO
READ(12,*)NPAR
READ(12,*)SALTO
READ(12,*)NOB

C     CALCULO DE LAS DIMENSIONES DE TRABAJO MISC Y MDSC

MISC=6+3*NPAR
MDSC=3+2*NOB+NPAR*(NPAR+7+NOB)

C     DATOS REQUERIDOS POR EL GREG

DO 20 I=1,NPAR
  BNDLW(I)=0.0D0
  BNDUP(I)=1.0D2
  CHMAX(I)=1.0D-1
  DEL(I)=-1.0D-2
20 CONTINUE

C     LECTURA DEL NUMERO DE PARAMETROS FIJOS Y SU CHMAX

READ(12,*)SALTO
READ(12,*)NCAM
DO I=1,NCAM
  READ(12,*)IN,CHMAX(IN)
ENDDO

C     VALORES PARA EL TIPO DE OPTIMIZACION

ISC(1)=1
ISC(2)=10
ISC(3)=1

```

```
ISC(4)=30
ISC(5)=2
ISC(6)=1
APIV=1.0D-2
RPTOL=1.0D-6
RSTOL=1.0D-4

C   LECTURA DE LOS VALORES INICIALES PARA LOS PARAMETROS

READ(12,*)SALTO
DO I=1,NPAR
  READ(12,*)PAR(I)
ENDDO
CLOSE(12)
WRITE(10,100)
WRITE(10,*)
WRITE(10,101)
WRITE(10,*)
WRITE(10,102) npar
WRITE(10,*)
WRITE(10,100)

C   LECTURA DE DATOS

OPEN(45,FILE="datos.dat")
READ(45,*)SALTO
DO 10 I=1,NOB
  READ(45,*)WAL(I),VAR(I),AREA(I),NPRES(I),MATE(I),NTIPO(I),
&    PRES(I),N(I)
10  CONTINUE
CLOSE(45)

C   INICIALIZACION DEL VECTOR DE OBSERVACIONES

DO 27 I=1,NOB
  OBS(I)=0.0D0
27  CONTINUE

C   LLAMADA PARA EL GREG

CALL GREG(NOB,OBS,NPAR,PAR,BNDLW,BNDUP,CHMAX,DEL,MDS,DSC,
&    MISC,ISC,IOBS,IDET,EMOD,VPIV,APIV,RPTOL,RSTOL,MODEL)

C   CALCULO DE LOS RESIDUALES Y SU LA SUMA DE CUADRADOS

SUMA=0.0D0
DO I=1,NOB
  RES(I)=WAL(I)-PRE(I)
  SUMA=SUMA+RES(I)**2.00
ENDDO

C   ESCRITURA DE LOS PARAMETROS FINALES Y LA SUMA DE CUADRADOS

OPEN(23,FILE="resumen.dat")
WRITE(23,201)
DO I=1,NPAR
```

```

        WRITE(23,202) PAR(I)
    ENDDO
    WRITE(23,203) SUMA
    WRITE(23,204)

C      CALCULO DE LOS ERRORES MAXIMOS Y MINIMOS

        RMIN=0.0D0
        RMAX=0.0D0
        DO I=1,NOB
            ERR(I)=RES(I)/WAL(I)*100
            IF (ERR(I) .LT. RMIN) THEN
                RMIN=ERR(I)
            ELSEIF (ERR(I) .GT. RMAX) THEN
                RMAX=ERR(I)
            ENDIF
        ENDDO

C      ESCRITURA DE LOS ESTIMADOS DEL GREG

        K2=1
44    IF (K2 .LE. 5) THEN
            DO 50 I=1,1140
                IF (NPRES(I) .EQ. K2) THEN
                    WRITE(23,205) INT (AREA(I) ) , WAL(I) , PRE(I) , RES(I) , ERR(I) ,
&                                INT (PRES(I) ) , NTIPO(I) , MATE(I) , N(I)
                ENDIF
50    CONTINUE
            K2=K2+1
            WRITE(23,*)
            GOTO 44
        ENDIF
        DO I=1141,NOB
            WRITE(23,205) INT (AREA(I) ) , WAL(I) , PRE(I) , RES(I) , ERR(I) ,
&                                INT (PRES(I) ) , NTIPO(I) , MATE(I) , N(I)
        ENDDO

C      ESCRITURA DE LOS ERRORES MAXIMOS Y MINIMOS
        WRITE(23,*) 'RMIN = ' , RMIN
        WRITE(23,*) 'RMAX = ' , RMAX

C      FORMATOS PARA LA ESCRITURA EN ARCHIVOS

100  FORMAT(8X, '^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^^\
&^^^')
101  FORMAT(24X, 'INTERCAMBIADORES DE CALOR')
102  FORMAT(12X, 'PROGRAMA PARA CORRELACIONAR LOS FACTORES DE GUTHRIE', /
&, 24X, 'CONSIDERANDO', I3, ' PARAMETROS')
201  FORMAT(2X, 'VALORES FINALES DE LOS PARAMETROS')
202  FORMAT(E14.6.2)
203  FORMAT(/, 'SUMA   CUADRADOS', E14.6.2)
204  FORMAT(/, 8X, 'AREA   OBSERVADO           PREDICHO           RESIDUAL
&PRESION NTIPO MATE', /)
205  FORMAT(2x, I6, 4(X, E14.5.2), X, I6, 3(X, I2))
    STOP
    END
    
```

- (b) model.f Contiene el modelo, que esta representado por las ecuaciones de Guthrie como función de todos los parámetros desconocidos. A continuación se incluye el listado de la subrutina model.f, y después de una breve explicación de su funcionamiento:

C2345678901234567890123456789012345678901234567890123456789012345678901:

```
SUBROUTINE MODEL (PAR, F, NOB, NPAR, IDER, DERIV, MINFO)
IMPLICIT DOUBLE PRECISION (A-H, O-Z)
PARAMETER (NO=1400)
DIMENSION PAR (NPAR), F (NOB), DERIV (NOB, NPAR), WAL (NO), RIN (3), N (NO)
DIMENSION NPRES (NO), NTPRO (NO), AREA (NO), MATE (NO), VAR (NO), PRE (NO)
COMMON /CARA/N, NTPRO, AREA, MATE, NPRES
COMMON /MODELO/VAR, PRE, WAL, PRES

RIN(1)=852.0D0
RIN(2)=789.6D0
RIN(3)=745.6
DO 10 J=1,NOB
FACT=RIN(N(J))/273.1D0
IF (J .LE. 1140) THEN
  IF ((AREA(J) .GE. 200) .AND. (AREA(J) .LT. 500)) THEN
    IF (MATE(J) .EQ. 1) THEN
      W=1.15*VAR(J)*PAR(NPAR)*(PAR(NTPRO(J))+PAR(NPRES(J)))*
&      PAR(6)*FACT
    ELSEIF (MATE(J) .EQ. 2) THEN
      W=1.15*VAR(J)*PAR(NPAR)*(PAR(NTPRO(J))+PAR(NPRES(J)))*
&      PAR(10)*FACT
    ELSEIF (MATE(J) .EQ. 3) THEN
      W=1.15*VAR(J)*PAR(NPAR)*(PAR(NTPRO(J))+PAR(NPRES(J)))*
&      PAR(14)*FACT
    ENDIF
  ELSEIF ((AREA(J) .GE. 500) .AND. (AREA(J) .LT. 1000)) THEN
    IF (MATE(J) .EQ. 1) THEN
      W=1.15*VAR(J)*PAR(NPAR)*(PAR(NTPRO(J))+PAR(NPRES(J)))*
&      PAR(7)*FACT
    ELSEIF (MATE(J) .EQ. 2) THEN
      W=1.15*VAR(J)*PAR(NPAR)*(PAR(NTPRO(J))+PAR(NPRES(J)))*
&      PAR(11)*FACT
    ELSEIF (MATE(J) .EQ. 3) THEN
      W=1.15*VAR(J)*PAR(NPAR)*(PAR(NTPRO(J))+PAR(NPRES(J)))*
&      PAR(15)*FACT
    ENDIF
  ELSEIF ((AREA(J) .GE. 1000) .AND. (AREA(J) .LT. 5000)) THEN
    IF (MATE(J) .EQ. 1) THEN
      W=1.15*VAR(J)*PAR(NPAR)*(PAR(NTPRO(J))+PAR(NPRES(J)))*
&      PAR(8)*FACT
    ELSEIF (MATE(J) .EQ. 2) THEN
      W=1.15*VAR(J)*PAR(NPAR)*(PAR(NTPRO(J))+PAR(NPRES(J)))*
&      PAR(12)*FACT
    ELSEIF (MATE(J) .EQ. 3) THEN
      W=1.15*VAR(J)*PAR(NPAR)*(PAR(NTPRO(J))+PAR(NPRES(J)))*
&      PAR(16)*FACT
```

```

        ENDIF
    ELSEIF ((AREA(J) .GE. 5000) .AND. (AREA(J) .LE. 10000)) THEN
        IF (MATE(J) .EQ. 1) THEN
            W=1.15*VAR(J)*PAR(NPAR)*(PAR(NTIPO(J))+PAR(NPRE(J)))*
&           PAR(9)*FACT
        ELSEIF (MATE(J) .EQ. 2) THEN
            W=1.15*VAR(J)*PAR(NPAR)*(PAR(NTIPO(J))+PAR(NPRE(J)))*
&           PAR(13)*FACT
        ELSEIF (MATE(J) .EQ. 3) THEN
            W=1.15*VAR(J)*PAR(NPAR)*(PAR(NTIPO(J))+PAR(NPRE(J)))*
&           PAR(17)*FACT
        ENDIF
    ENDIF
ELSEIF (J .GT. 1140) THEN
    IF ((AREA(J) .GE. 200) .AND. (AREA(J) .LT. 500)) THEN
        IF (MATE(J) .EQ. 1) THEN
            W=VAR(J)*(PAR(NTIPO(J))+PAR(NPRE(J)))*PAR(6)*FACT
        ELSEIF (MATE(J) .EQ. 2) THEN
            W=1.15*VAR(J)*(PAR(NTIPO(J))+PAR(NPRE(J)))*PAR(10)*FACT
        ELSEIF (MATE(J) .EQ. 3) THEN
            W=VAR(J)*(PAR(NTIPO(J))+PAR(NPRE(J)))*PAR(14)*FACT
        ENDIF
    ELSEIF ((AREA(J) .GE. 500) .AND. (AREA(J) .LT. 1000)) THEN
        IF (MATE(J) .EQ. 1) THEN
            W=VAR(J)*(PAR(NTIPO(J))+PAR(NPRE(J)))*PAR(7)*FACT
        ELSEIF (MATE(J) .EQ. 2) THEN
            W=VAR(J)*(PAR(NTIPO(J))+PAR(NPRE(J)))*PAR(11)*FACT
        ELSEIF (MATE(J) .EQ. 3) THEN
            W=VAR(J)*(PAR(NTIPO(J))+PAR(NPRE(J)))*PAR(15)*FACT
        ENDIF
    ELSEIF ((AREA(J) .GE. 1000) .AND. (AREA(J) .LT. 5000)) THEN
        IF (MATE(J) .EQ. 1) THEN
            W=VAR(J)*(PAR(NTIPO(J))+PAR(NPRE(J)))*PAR(8)*FACT
        ELSEIF (MATE(J) .EQ. 2) THEN
            W=VAR(J)*(PAR(NTIPO(J))+PAR(NPRE(J)))*PAR(12)*FACT
        ELSEIF (MATE(J) .EQ. 3) THEN
            W=VAR(J)*(PAR(NTIPO(J))+PAR(NPRE(J)))*PAR(16)*FACT
        ENDIF
    ELSEIF ((AREA(J) .GE. 5000) .AND. (AREA(J) .LE. 10000)) THEN
        IF (MATE(J) .EQ. 1) THEN
            W=VAR(J)*(PAR(NTIPO(J))+PAR(NPRE(J)))*PAR(9)*FACT
        ELSEIF (MATE(J) .EQ. 2) THEN
            W=VAR(J)*(PAR(NTIPO(J))+PAR(NPRE(J)))*PAR(13)*FACT
        ELSEIF (MATE(J) .EQ. 3) THEN
            W=VAR(J)*(PAR(NTIPO(J))+PAR(NPRE(J)))*PAR(17)*FACT
        ENDIF
    ENDIF
ENDIF
ENDIF
PRE(J)=W
F(J)=(WAL(J)-W)/WAL(J)*100
10 CONTINUE
RETURN
END

```



En la subrutina anterior  $W$  representa la estimación realizada por el GREG utilizando la Ecuación 3.2, donde  $VAR(J)$  representa el valor del costo base de la configuración del intercambiador  $J$  como una función del área estimado por la Ecuación 3.4 y proporcionada al programa en el archivo datos.dat.  $PAR(J)$  representa el valor del parámetro  $J$ , y  $PAR(NTIPO(J))$  representa el valor del parámetro  $NTIPO(J)$  para el dato  $J$ , los valores de  $NTIPO(J)$  se proporcionan en el archivo datos.dat. De manera análoga se obtiene el valor del parámetro  $PAR(NPRE(J))$ .  $FACT$  representa la relación entre los índices M&S entre el año del dato  $J$  y 1968.  $F(J)$  representa el valor de la diferencia porcentual entre el dato observado y el estimado con los nuevos factores, además, es el valor de la función que genera la subrutina model.f y que el GREG utiliza para realizar la optimización.

- (c) greg.f Es una subrutina que contiene el método de estimación de parámetros creado por Warren E. Stewart, Mike Caracotsios y Jan P. Sørensen, utilizando la versión de 1991.

### A.3.2 ARCHIVOS DE TRABAJO

- (a) inicio.dat Archivo para lectura que contiene como información el número de parámetros, el número de observaciones, el número de parámetros que hay que fijar en caso que se requiera, y los valores iniciales de los parámetros. A continuación se muestra el contenido del archivo inicio.dat:

```

NUMERO DE PARAMETROS
22
NUMERO DE OBSERVACIONES
1316
NUMERO DE PARAMETROS FIJOS
0
VALORES INICIALES DE LOS PARAMETROS
0.0D0  PAR1
0.1D0  PAR2
0.25D0 PAR3
0.52D0 PAR4
0.55D0 PAR5
1.0D0  PAR6
1.0D0  PAR7
1.0D0  PAR8

```

1.0D0 PAR9  
 3.1D0 PAR10  
 3.26D0 PAR11  
 3.75D0 PAR12  
 4.5D0 PAR13  
 3.5D0 PAR14  
 3.65D0 PAR15  
 4.25D0 PAR16  
 4.95D0 PAR17  
 1.35D0 PAR18  
 1.0D0 PAR19  
 0.85D0 PAR20  
 0.8D0 PAR21  
 3.26D0 PAR22

Los valores iniciales de los parámetros son los valores originales de Guthrie para los factores. Cuando se desea fijar uno o más parámetros para que su valor inicial no cambie durante la estimación, se agrega el número a fijar y se insertan renglones que contengan el número de parámetro a fijar seguido del valor de 0.0D0 que representa el valor del cambio máximo deseado.

(b) datos.dat Archivo de lectura que contiene los datos para todas las observaciones y algunos otros que se requieren para lograr la estimación. A continuación se muestra una porción del archivo original:

C. INSTALADO	C. BASE	AREA	NPRE	MATERIAL	TIPO	PRESION	N
37008.39587	3308.93259	200	1	2	19	125	2
37008.39587	3308.93259	200	2	2	19	225	2
50083.53771	3308.93259	200	3	2	19	350	2
63296.26251	3308.93259	200	4	2	19	500	2
63296.26251	3308.93259	200	5	2	19	900	2
47139.96830	4242.59780	300	1	2	19	125	2
47139.96830	4242.59780	300	2	2	19	225	2
63866.51664	4242.59780	300	3	2	19	350	2
81267.31116	4242.59780	300	4	2	19	500	2
81267.31116	4242.59780	300	5	2	19	900	2
56657.58254	5060.80155	400	1	2	19	125	2
56657.58254	5060.80155	400	2	2	19	225	2
76820.58683	5060.80155	400	3	2	19	350	2
98205.83527	5060.80155	400	4	2	19	500	2
98205.83527	5060.80155	400	5	2	19	900	2
65715.34702	5795.51678	499	1	2	19	125	2
65715.34702	5795.51678	499	2	2	19	225	2
89153.45980	5795.51678	499	3	2	19	350	2
114367.86687	5795.51678	499	4	2	19	500	2
114367.86687	5795.51678	499	5	2	19	900	2
65805.45619	5802.63356	500	1	2	19	125	2

65805.45619	5802.63356	500	2	2	19	225	2
89276.17111	5802.63356	500	3	2	19	350	2
114528.83406	5802.63356	500	4	2	19	500	2
114528.83406	5802.63356	500	5	2	19	900	2
65895.54114	5809.74484	501	1	2	19	125	2
65895.54114	5809.74484	501	2	2	19	225	2
89398.84981	5809.74484	501	3	2	19	350	2
114689.76140	5809.74484	501	4	2	19	500	2
114689.76140	5809.74484	501	5	2	19	900	2
83435.18733	7131.84066	700	1	2	19	125	2
83435.18733	7131.84066	700	2	2	19	225	2
113291.16869	7131.84066	700	3	2	19	350	2
146081.77166	7131.84066	700	4	2	19	500	2
146081.77166	7131.84066	700	5	2	19	900	2
100540.72696	8319.69090	900	1	2	19	125	2
100540.72696	8319.69090	900	2	2	19	225	2
136602.93664	8319.69090	900	3	2	19	350	2
176793.24187	8319.69090	900	4	2	19	500	2
176793.24187	8319.69090	900	5	2	19	900	2
108888.64774	8869.31700	999	1	2	19	125	2
108888.64774	8869.31700	999	2	2	19	225	2
147982.85768	8869.31700	999	3	2	19	350	2
191809.88092	8869.31700	999	4	2	19	500	2

Donde *C.INSTALADO* representa el costo observado para el dato *J*, *C. BASE* es el costo base de Guthrie obtenido con la Ecuación 3.4, *AREA* es el área de intercambio para el intercambiador *J*, *NPRES* contiene el valor del parámetro correspondiente a la presión del intercambiador *J*, *MATE* corresponde al tipo de material, el valor de 1 corresponde al acero al carbón, el 2 al acero inoxidable y el 3 al monel, *TIPO* contiene el número de parámetro de diseño del intercambiador *J*, *PRE* es el valor de la presión para el intercambiador *J*, y *N* representa el año del dato de costo del intercambiador *J*, 1 corresponde a 1982, 2 a 1985 y 3 a 1988.

(c) resumen.dat Archivo de salida que contiene los valores finales de los parámetros, la suma de cuadrados, los valores para todos los datos observados y predichos y los errores máximos y mínimos. A continuación se muestra una porción de este archivo de resultados.

VALORES FINALES DE LOS PARAMETROS  
0.00E+00  
5.26E-03  
1.22E-01  
2.66E-01

2.67E-01  
 1.31E+00  
 1.32E+00  
 1.47E+00  
 2.04E+00  
 1.84E+00  
 2.05E+00  
 2.53E+00  
 3.92E+00  
 2.68E+00  
 2.95E+00  
 3.76E+00  
 5.80E+00  
 6.72E-01  
 4.69E-01  
 3.04E-01  
 2.85E-01  
 3.67E+00

SUMA CUADRADOS 1.22E+13

AREA	OBSERVADO	PREDICHO	RESIDUAL	ERROR	PRESION	NTIPO	MATE	N
200	3.70E+04	3.49E+04	2.10E+03	5.66	125	19	2	2
300	4.71E+04	4.48E+04	2.38E+03	5.04	125	19	2	2
400	5.67E+04	5.34E+04	3.26E+03	5.76	125	19	2	2
499	6.57E+04	6.11E+04	4.57E+03	6.95	125	19	2	2
500	6.58E+04	6.80E+04	-2.21E+03	-3.36	125	19	2	2
501	6.59E+04	6.81E+04	-2.20E+03	-3.35	125	19	2	2
700	8.34E+04	8.36E+04	-1.63E+02	-0.19	125	19	2	2
900	1.01E+05	9.75E+04	3.02E+03	3.00	125	19	2	2
999	1.09E+05	1.04E+05	4.92E+03	4.52	125	19	2	2
1000	1.09E+05	1.29E+05	-1.96E+04	-18.00	125	19	2	2
1001	1.09E+05	1.29E+05	-1.96E+04	-17.99	125	19	2	2
2500	2.33E+05	2.26E+05	7.34E+03	3.15	125	19	2	2
4000	3.58E+05	3.01E+05	5.74E+04	16.02	125	19	2	2
4999	4.44E+05	3.45E+05	9.89E+04	22.28	125	19	2	2
5000	4.44E+05	5.34E+05	-9.03E+04	-20.35	125	19	2	2
5001	4.44E+05	5.34E+05	-9.03E+04	-20.35	125	19	2	2
6000	5.31E+05	5.97E+05	-6.60E+04	-12.43	125	19	2	2
8000	7.12E+05	7.13E+05	-7.81E+02	-0.11	125	19	2	2
10000	8.99E+05	8.17E+05	8.25E+04	9.18	125	19	2	2
200	5.00E+04	5.00E+04	-5.51E+01	-0.11	125	18	2	2
300	6.36E+04	6.41E+04	-4.90E+02	-0.77	125	18	2	2
400	7.65E+04	7.65E+04	-9.18E+00	-0.01	125	18	2	2
499	8.87E+04	8.76E+04	1.11E+03	1.25	125	18	2	2
500	8.88E+04	9.74E+04	-8.61E+03	-9.69	125	18	2	2
501	8.90E+04	9.76E+04	-8.60E+03	-9.67	125	18	2	2
700	1.13E+05	1.20E+05	-7.13E+03	-6.33	125	18	2	2
900	1.36E+05	1.40E+05	-3.98E+03	-2.93	125	18	2	2
999	1.47E+05	1.49E+05	-1.94E+03	-1.32	125	18	2	2
1000	1.47E+05	1.84E+05	-3.71E+04	-25.23	125	18	2	2
1001	1.47E+05	1.84E+05	-3.71E+04	-25.21	125	18	2	2
2500	3.14E+05	3.23E+05	-8.72E+03	-2.77	125	18	2	2
4000	4.84E+05	4.31E+05	5.26E+04	10.88	125	18	2	2
4999	5.99E+05	4.94E+05	1.05E+05	17.53	125	18	2	2

5000	5.99E+05	7.65E+05	-1.66E+05	-27.72	125	18	2	2
5001	5.99E+05	7.65E+05	-1.66E+05	-27.71	125	18	2	2
6000	7.17E+05	8.56E+05	-1.39E+05	-19.31	125	18	2	2
8000	9.61E+05	1.02E+06	-5.99E+04	-6.24	125	18	2	2
10000	1.21E+06	1.17E+06	4.39E+04	3.62	125	18	2	2
200	1.96E+04	2.12E+04	-1.64E+03	-8.36	125	21	2	2
300	2.59E+04	2.72E+04	-1.33E+03	-5.14	125	21	2	2
400	3.20E+04	3.25E+04	-5.33E+02	-1.67	125	21	2	2
499	3.78E+04	3.72E+04	6.09E+02	1.61	125	21	2	2
500	3.79E+04	4.14E+04	-3.51E+03	-9.27	125	21	2	2
501	3.79E+04	4.14E+04	-3.50E+03	-9.24	125	21	2	2
700	4.95E+04	5.09E+04	-1.36E+03	-2.74	125	21	2	2
200	9.40E+03	3.68E+03	5.72E+03	60.82	170	20	1	3
200	8.60E+03	3.62E+03	4.98E+03	57.90	100	20	1	3
355	1.04E+04	5.24E+03	5.16E+03	49.60	180	20	1	3
900	1.62E+04	9.16E+03	7.04E+03	43.48	100	20	1	3
3040	5.53E+04	4.06E+04	1.47E+04	26.52	650	20	1	3
14425	1.07E+05	4.06E+04	6.64E+04	62.02	300	20	1	3
885	2.41E+04	1.43E+04	9.75E+03	40.48	210	20	2	3
2350	6.87E+04	3.03E+04	3.84E+04	55.82	300	21	2	3
RMIN=	-69.0100012							
RMAX=	74.6617102							

Donde *AREA* corresponde al área de intercambio del intercambiador *J*, *OBSERVADO* corresponde al valor del costo observado para el intercambiador *J*, *PREDICHO* contiene el valor del costo estimado por el Modelo II para intercambiadores, *RESIDUAL* contiene la diferencia entre los costos observados y estimados, *NPRE* contiene el número de parámetro correspondiente a la presión del intercambiador *J*, *NTIPO* el valor del parámetro correspondiente al diseño del equipo *J* y *MATE* contiene el número de tipo de material de construcción del equipo *J*. *RMIN* y *RMAX* contienen los errores porcentuales mínimos y máximos de todos los datos.

- (d) for10.dat Archivo de salida que presenta toda la secuencia de datos sobre el estado del ciclo iterativo de la estimación, este archivo es generado por la subrutina greg.f.

## APÉNDICE B

### ECUACIONES PRESENTADAS POR WALAS

#### ***B.1 GENERALIDADES***

Walas (1990) presenta datos tomados de varias fuentes publicadas los cuales fueron escalados hasta principios de 1985 utilizando los índices de costo de *Chemical Engineering Magazine*. A continuación se muestran las ecuaciones utilizadas para las estimaciones correspondientes a intercambiadores de calor y recipientes a presión.

#### ***B.2 INTERCAMBIADORES DE CALOR***

Walas presenta la siguiente ecuación para la estimación del costo f.o.b. de intercambiadores de calor tipo coraza y tubo:

$$C = f_d f_m f_p C_b$$

donde  $C$  es el costo f.o.b. en dólares;

$C_b$  es el costo base para el intercambiador de calor y se expresa por:

$$C_b = \exp(8.821 - 0.30663(\ln A) + 0.0681(\ln A)^2)$$

donde  $A$  es el área de intercambio en pies cuadrados y es válida entre 150 y 12000 ft<sup>2</sup>;

$f_d$  es el factor de ajuste para el tipo de intercambiador y presenta los siguientes valores

Tipo	$f_d$
Cabezal flotante	$\exp(-1.1156 + 0.0906 (Ln A))$
Reboiler tipo Kettle	1.35
Tubo U	$\exp(-0.9816 + 0.0830 (Ln A))$
Cabezal fijo	1

$f_p$  es el factor de ajuste para la presión con las siguientes ecuaciones

Rango de presión (psig)	$f_p$
100-300	$0.7771 + 0.04981 (Ln A)$
300-600	$1.0305 + 0.07140 (Ln A)$
600-900	$1.1400 + 0.12088 (Ln A)$

$f_m$  es el factor de ajuste para material con las siguientes ecuaciones

Material	$f_m = g_1 + g_2(Ln A)$	
	$g_1$	$g_2$
Acero al carbón	1	—
Acero inoxidable	0.8603	0.23296
Monel	1.2989	0.43377

Los costos instalados se calculan obteniendo el producto del costo f.o.b. por un multiplicador para costo instalado. Para los intercambiadores de calor construidos en acero inoxidable el multiplicador tienen un valor de 2.1, para intercambiadores construidos en material tipo monel el multiplicador tiene un valor de 1.6 y para los intercambiadores fabricados en acero al carbón el multiplicador tiene un valor de 2.9.

### B.3 RECIPIENTES A PRESIÓN

Walas presenta las siguientes ecuaciones para la estimación de los costos f.o.b. de los recipientes:

Para recipientes a presión horizontales

$$C = F_M C_b + C_a$$

donde  $C$  es el costo en dólares,  $F_M$  es el factor para ajuste por material y  $C_b$  y  $C_a$  se expresan por:

$$C_b = \exp(8.571 - 0.2330(\ln W) + 0.04333(\ln W)^2)$$

$$C_a = 1370 D^{0.2029}$$

donde  $W$  es el peso del recipiente, para valores comprendidos entre 800 y 914000 lb, mientras que  $D$  es el diámetro y esta comprendido entre 3 y 12 pies.

Para recipientes a presión verticales

$$C = F_M C_b + C_a$$

donde  $C$  es el costo en dólares,  $F_M$  es el factor para ajuste por material y  $C_b$  y  $C_a$  se expresan por:

$$C_b = \exp(9.100 - 0.2889(\ln W) + 0.04576(\ln W)^2)$$

$$C_a = 246 D^{0.7396} L^{0.7068}$$

donde  $W$  es el peso del recipiente para valores comprendidos entre 5000 y 226000 lb,  $D$  es el diámetro en pies y esta comprendido entre 6 y 10 y  $L$  es la longitud del recipiente en pies y esta comprendido entre 12 y 10

Para el ajuste de material, tanto para recipientes horizontales como verticales, se utilizan los siguientes valores:

Material	Factor de costo $F_M$
Acero al carbón	1
Acero inoxidable	1.7

El costo instalado se obtiene del producto del costo f.o.b. por el multiplicador. Para los recipientes a presión construidos en acero inoxidable el multiplicador tiene un valor de 1.7 y para recipientes construidos en acero al carbón el multiplicador tiene un valor de 2.8.



Para obtener el peso del equipo se obtiene el volumen del material necesario para fabricar el recipiente y se multiplica por la densidad del acero al carbón, pues este tipo de material es la base para las ecuaciones. Para obtener el volumen del material es necesario calcular los espesores de pared de la coraza y los domos utilizando las ecuaciones propuestas en el código ASME. Dichas ecuaciones relacionan el espesor de pared al diámetro, la presión, el esfuerzo permitido y a la eficiencia de soldado.

Las ecuaciones utilizadas para la coraza y los domos tipo elipsoidal se muestran a continuación:

Artículo	Espesor (pulgadas)
Coraza cilíndrica	$\frac{P R}{S E - 0.6 P}$
Domo elipsoidal	$\frac{P D}{2 S E - 0.2 P}$

donde  $P$  es la presión en psig;

$R$  es el radio interior del recipiente en pulgadas;

$D$  es el diámetro interior del recipiente en pulgadas;

$S$  es el esfuerzo permitido en psi y

$E$  eficiencia del soldado y tiene valores comprendidos entre 0.6 y 1.0.

Con los espesores de la coraza y los domos, junto con las dimensiones del equipo, se determina volumen del material de construcción del recipiente.