

4  
2 ej



# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS PROFESIONALES  
"ZARAGOZA"

DESARROLLO DE UN SISTEMA PARA EL DISEÑO  
DE EQUIPO BASICO Y EVALUACION DE LA  
INVERSION FIJA DE CAPITAL EN PLANTAS DE  
PROCESO

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE :  
INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A :  
RAFAEL CHAVEZ MONDRAGON



MEXICO, D. F. 1990

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional  
Autónoma de México



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

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

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

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

## I N D I C E

LISTA DE FIGURAS	iv
LISTA DE TABLAS	vi
INTRODUCCION	xi
CAPITULO I      GENERALIDADES	1
CAPITULO II     EVALUACION ECONOMICA DE UN PROYECTO	9
Dimensionamiento y costo de equipo	12
Costo de arranque	16
Capital circulante	18
Gastos de operación	21
Requerimientos de capital	26
Costos en sitio	33
Análisis de rentabilidad	40
CAPITULO III    ESTRUCTURA DE LA INVERSION	55
Inversión en limites de batería	57
Equipo exterior	59
Indices de costo	59
Efectos del lugar de localización	62
Estimación de la inversión fija de capital	64
Estimaciones basadas en características de la planta	71

	Métodos que usan factores multiplicadores constantes	79
	Métodos que usan factores multiplicadores variables	81
	Influencia del material de construcción	88
	Influencia de capacidad	88
	Influencia de material y capacidad	89
CAPITULO IV	TECNICAS DE DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPO	119
	Equipo de separación	
	Destilación	121
	Absorción	136
	Equipo de transferencia de calor	
	Cambiadores de calor	151
	Reactores	
	Reactores batch de tanque agitado	167
	Reactores de tanque agitado continuo	168
	Reactores tubulares de flujo tapon	169
	Bombas y compresores	
	Bombas	179
	Compresores	185
CAPITULO V	DESCRIPCION DEL SISTEMA PARA EL DISEÑO DE EQUIPO Y EVALUACION DE LA INVERSION FIJA DE CAPITAL	199
	Rutinas de destilación	201

Rutinas de intercambio de calor	205
Rutinas de absorción	212
Rutinas de diseño de reactores	214
Rutinas de otros equipos	225
Rutinas de evaluación económica	298
CAPITULO VI RESULTADOS	233
CAPITULO VII CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	259
CAPITULO VIII BIBLIOGRAFIA	267
APENDICE A GLOSARIO	281
APENDICE B REVISION DE PROGRAMAS DISPONIBLES PARA ESTIMACION DE COSTOS Y ANALISIS ECONOMICO	289

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1.	Flujo de información para dimensionamiento y costo de equipo (categoría 1)	13
Figura 2.	Flujo de información para dimensionamiento y costo de equipo (categoría 2)	14
Figura 3.	Flujo de conceptos para la estimación de la inversión de capital	30
Figura 4.	Flujo de información para nivel total de capital	34
Figura 5.	Flujo de información para el costo de equipo	41
Figura 6.	Flujo de información para una sección	42
Figura 7.	Flujo de información para el proyecto	43
Figura 8.	Flujo de información para costos en sitio	44
Figura 9.	Tendencias comparativas de costos mostradas por índices norteamericanos	61
Figura 10.	Factores de inversión $F_p$ y $F_l$	77
Figura 11.	Método de Hirsch y Glazier para la inversión en límites de batería	91
Figura 12.	Método de Hirsch y Glazier para costos directos en límite de batería	92
Figura 13.	Método factorial de Miller	95
Figura 14.	Método de Miller para costos directos en límite de batería	96

Figura 15. Método modular de Guthrie	100
Figura 16. Método de Guthrie para los costos directos de equipo	102
Figura 17. Método de relación de equipo de Hackney	116
Figura 18. Método de Hackney para costos directos en límite de batería	117
Figura 19. Método de Hackney para la inversión fija de capital en límites de batería	118
Figura 20. Determinación de factores de absorción y agotamiento	140
Figura 21. Correlación de O'Connell para la eficiencia de platos	141
Figura 22. Límite de inundación y caída de presión en torres empacadas	147
Figura 23. Eficiencia de bombas centrífugas (viscosidad menor de 20 cSt)	184
Figura 24. Eficiencia de bombas rotatorias	186
Figura 25. Diagrama para la selección de compresores	192
Figura 26. Carta para eficiencia politrópica	193
Figura 27. Eficiencia isoentrópica a partir de eficiencia politrópica	194
Figura 28. Eficiencia de compresores	196
Figura 29. Estructura del sistema de cómputo	202

## LISTA DE TABLAS

Tabla 1.	Ecuaciones para los diferentes métodos de estimación para la inversión fija de capital	31
Tabla 2.	Factores recomendados para los diferentes costos de la evaluación económica	38
Tabla 3.	Suposiciones para la evaluación económica	45
Tabla 4.	Costo de refinерías y plantas petroquímicas de acuerdo a la industrialización	63
Tabla 5.	Información requerida por los diferentes tipos de estimados de inversión fija de capital	66
Tabla 6.	Efecto del material de construcción en la inversión de límites de batería	78
Tabla 7.	Factor de Lang	82
Tabla 8.	Factor de Lang. Modificado	82
Tabla 9.	Factor de Hand	83
Tabla 10.	Distribución de costos directos	86
Tabla 11.	Distribución de la inversión fija de capital	87
Tabla 12.	Factores para relaciones de costo de bases y soportes estructurales con la inversión de límite de batería	97
Tabla 13.	Factores de corrección para costos de cambiadores de calor	107



Tabla 14. Cálculos para el modulo de costo: cambiadores de calor	108
Tabla 15. Factores de corrección $F_{co}$ y $F_{mo}$	111
Tabla 16. Factores de corrección $F_{ce}$ y $F_{me}$	111
Tabla 17. Coeficientes globales de transferencia de calor tipicos para aplicaciones industriales $U$ (Kcal/hm <sup>2</sup> ·C)	162
Tabla 18. Ecuaciones y métodos para estimación de coeficientes de película de transferencia de calor para condensación y ebullición	163
Tabla 19. Guía para la selección de bombas en base a la capacidad y a la cabeza	180
Tabla 20. Guía para el uso de bombas centrifugas con líquidos viscosos	181
Tabla 21. Factor de corrección por viscosidad para bombas rotatorias	187
Tabla 22. Guía para la selección preliminar del tipo de compresor	188
Tabla 23. Descripción del programa de ejecución	203
Tabla 24. Constantes recomendadas para el costo de cambiadores de calor por el ajuste de los datos de H.E. Mills	211
Tabla 25. Valores de las constantes y exponentes recomendados para la estimación de costo de reactores de tanque agitado por los datos de J. Frank y C. Waligura	218

Tabla 26. Valores de las constantes y exponentes recomendados para la estimación de costo de reactores tubulares tipo horno por los datos de J. Frank y C. Waligura	221
Tabla 27. Valores de las constantes y exponentes recomendados para la estimación de costo de reactores de tubos y coraza por los datos de J. Frank y C. Waligura	222
Tabla 28. Valores de las constantes recomendadas para la estimación de costo de reactores especiales por los datos de J. Frank y C. Waligura	224
Tabla 29. Valores de las constantes y exponentes recomendados para la estimación de costo de tanques por los datos de M.S. Peters y K.D. Timmerhaus	227
Tabla 30. Valores de las constantes y exponentes recomendados para la estimación de costo de compresores por los datos de M.S. Peters y K.D. Timmerhaus	227
Tabla 31. Factores de corrección por material de construcción para bombas centrífugas	229
Tabla 32. Valores de las constantes y exponentes recomendados para la estimación de costo de sopladores centrífugos por los datos de M.S. Peters y K.D. Timmerhaus	229
Tabla 33. Resultados del sistema para una columna de destilación.	236
Tabla 34. Resultados del sistema para un condensador horizontal.	238

Tabla 35. Resultados del sistema para un absorbedor.	241
Tabla 36. Resultados del sistema para un desorbedor.	246
Tabla 37. Resultados del sistema para un reactor tubular.	252
Tabla 38. Resultados del sistema para un tanque de almacenamiento.	254
Tabla 39. Resultados del sistema para un compresor centrífugo.	254
Tabla 40. Resultados del sistema para un soplador.	255
Tabla 41. Resultados del sistema para una bomba centrífuga.	255
Tabla 42. Resultados del sistema para un calentador a fuego directo.	256
Tabla 43. Resultados del sistema para la evaluación económica.	257
Tabla 44. Programas para evaluación económica.	292
Tabla 45. Rutinas de dimensionamiento y costo en programas.	295
Tabla 46. Estimación de inversión fija de capital.	298
Tabla 47. Cálculo del índice de rentabilidad.	302
Tabla 48. Análisis de riesgo.	303

## I N T R O D U C C I O N

Para las diferentes compañías que en la fabricación de sus productos requieren de una planta de proceso es de suma importancia considerar los atractivos económicos de una determinada inversión, la cual puede ser para la construcción de una planta nueva o para una ampliación a la existente.

La decisión de continuar con un proyecto se toma una vez que el estudio de factibilidad técnica y económica del mismo proporciona datos positivos. Enseguida se procede a un estimado de la evaluación económica del proyecto y la subsecuente evaluación de la inversión fija de capital.

En el Capítulo II se describe la evaluación económica mencionando las principales características con que debe contar un sistema para este fin. Asimismo, se mencionan las funciones que debe comprender el sistema con sus diferentes aspectos.

En el Capítulo III se analiza la estructura de la inversión mencionando los principales puntos de estimación y técnicas de evaluación.

En el Capítulo IV se analizan las diferentes técnicas, incluyendo variables y parámetros involucrados en el dimensionamiento de equipo básico. En el presente trabajo sólo se tratan, en destilación, el caso de columnas de destilación de capuchas de burbujeo y de platos perforados, en absorción sólo se consideran los siguientes casos: absorbedor binario (columnas empacadas y de pla

tos), desorbador binario (columna empacada), absorbedores multi-componentes (columna de platos). Con respecto al equipo de intercambio de calor se analizan los siguientes casos: cambiadores de calor de tubos y coraza de una sola fase, condensadores totales de tubos y coraza (verticales y horizontales), rehervidores y calentadores a fuego directo. En el caso de reactores se consideran los casos de reactores de tanque agitado continuos y tubulares para desarrollar reacciones irreversibles de primero y segundo orden. Para el caso de bombas, compresores, sopladores y tanques sólo se evalúa el costo de compra y el costo de operación.

Por otro lado la inversión fija de capital es calculada usando el método de Miller (1965) (42), por lo tanto se puede decir que los resultados reportados por el sistema pueden caer dentro de la clasificación de estimados intermedios, si los índices y los datos de costo son adecuados.

El Capítulo V describe el sistema para el dimensionamiento de equipo y evaluación de la inversión fija de capital mencionando la interacción de las diferentes rutinas, así como las opciones de uso de cada una, dando a su vez una breve explicación de lo que ejecuta cada una de las rutinas.

En el Capítulo VI, se muestran los resultados obtenidos de la computadora en el diseño, costo, depreciación e inversión fija de capital para varios equipos de una planta de proceso.

Los capítulos VII y VIII, son conclusiones y recomendaciones y bibliografía respectivamente.

El Apéndice A proporciona un glosario de términos económicos. Asimismo, el Apéndice B muestra una lista de programas disponibles para dimensionamiento y costo de equipo, inversión fija de capital, pronóstico de volumen y precio de ventas y cálculo de rentabilidad.

Para el desarrollo de los capítulos anteriores se determinaron los siguientes objetivos:

1. Describir los diferentes puntos comprendidos en la evaluación económica de un proyecto.
2. Análisis de los puntos más importantes de la estructura de la inversión.
3. Analizar las diferentes técnicas para el diseño y dimensionamiento de equipo de proceso.
4. Analizar las principales variables y parámetros que afectan el diseño básico del equipo de proceso.
5. Implantar un sistema para el diseño de equipo y evaluación de la inversión fija de capital.

## **CAPITULO I**

### **Generalidades**

El poder realizar la evaluación de la inversión fija de capital es un problema cuya solución debe darse bajo la consideración de tres factores principales:

- El primero de estos factores es la identificación del tipo de problema.
- El segundo factor es la cantidad y calidad de los datos disponibles para la solución.
- El tercer factor en consideración es la precisión con la que se puede obtener el resultado.

La identificación del tipo de problema se da al saber qué tipo de proceso se va a evaluar, si éste es un proceso nuevo o si es uno existente, de aquí se desprende la necesidad de considerar el segundo factor que se refiere a los datos disponibles para la solución, si se trata de un proceso existente se puede contar con una cierta cantidad de datos, a diferencia de un proceso nuevo en el que no es así.

Con respecto al tercer factor, la precisión juega un papel importante, en virtud de que podemos encontrar más de una técnica a aplicar para un mismo caso. Una vez considerados los anteriores factores, enseguida se requiere tomar en cuenta el tipo de estimación que se está realizando y examinar casos como los del tamaño de la planta, la confiabilidad de los datos e incluso la experien



cia de la persona que realiza la evaluación, todo esto para la selección de la técnica a aplicar para la evaluación de la inversión fija de capital que proporcione la precisión necesaria.

El tipo de estimado puede ser preliminar o de orden de magnitud, intermedio o de estudio, definitivo y por último detallado.

#### Estimado preliminar o de orden de magnitud

Estos estimados son de suma importancia a pesar de su incertidumbre, generalmente indican si un proyecto es una propuesta que vale la pena o no. Sin estos estimados muchos proyectos son retirados del desarrollo de fondos antes de alcanzar una verdadera base para hacerlo.

#### Estimado intermedio o de estudio

Estos estimados son hechos durante la mitad de las etapas del proyecto, en tanto más información es obtenida del laboratorio, estudios de ingeniería, plantas piloto, etc., los estimados llegan a ser más sofisticados, detallados y confiables. De hecho estos estimados sirven para concentrarse sobre áreas de proceso las cuales son particularmente costosas. Desgraciadamente, un gran número de proyectos se vienen a bajo durante esta mitad de las etapas en cuanto más detallado es el desarrollo y el análisis revela dificultades de costo no anticipadas.

#### Estimados definitivos

Si el proyecto continua siendo un buen prospecto de negocio,

llega el momento de tomar la decisión de proceder con la implantación del proyecto, generalmente la construcción de la planta. El capital a ser invertido debe ser autorizado por las personas indicadas; en el caso de grandes y costosas plantas de producción, la autorización la dan los directivos de la empresa. La solicitud de autorización es acompañada por un estimado definitivo, el cual se basa en los mejores datos de información de proceso y el análisis económico. Aunque todos los detalles de construcción no son conocidos en este momento, un estimado lo suficientemente preciso de los requerimientos de inversión debe ser realizado para que los fondos autorizados cubran los costos de construcción sin mayores sorpresas.

#### Estimados detallados

Estos estimados se basan en diagramas detallados y cotizaciones de equipo. Los estimados proporcionan un documento preciso contra el cual se controlan los gastos durante la construcción.

Como se puede observar dentro de estos factores se encuentra el dimensionamiento del equipo el cual sólo se puede realizar con un cierto número de datos, los cuales determinarán el tamaño del equipo y éste a su vez afecta la estimación del costo, de ahí que la confiabilidad de los datos de diseño sea de tanta importancia dentro de la evaluación de la inversión fija de capital.

Cabe mencionar que los factores en consideración para resolver el problema de la determinación de la inversión fija de capi-

tal no son todos los factores que afectan de alguna manera la solución del problema, sólo son tres de los más importantes, tomando en cuenta que nos encontramos en el inicio de una análisis de esta naturaleza.

Por otro lado, los materiales de construcción tienen gran influencia en la determinación de la inversión fija de capital. Estos materiales pueden ser considerados desde el principio del dimensionamiento del equipo, al saber que tipo de agentes químicos van a usarse o bien las presiones y temperaturas de operación.

Otro aspecto de gran influencia sobre la determinación de la inversión fija de capital y de la evaluación económica del proyecto es el sitio de localización debido a alguna variación en el costo de mano de obra, la existencia o ausencia de maquinaria pesada y materiales de construcción así como algún cambio en la legislación de construcción, emisión de contaminantes, impuestos, permisos, etc.

Con respecto a los programas existentes para la determinación de la inversión fija de capital se puede observar que existen varios tipos con diferentes grados de complejidad y tamaño, esto se debe a que cada programa fue desarrollado para una aplicación especial.

Dentro de los programas más importantes encontramos a CHEEP, ECONOMIST, PEPCOST, PROVES, CEDA, FLOWTRAN, etc. Los programas casi todos se encuentran en lenguaje Fortran IV y sus formas de

operar pueden ser batch o interactivo, la estructura de los programas es principalmente modular.

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

Para la estimación de la inversión fija de capital los programas utilizan técnicas que se mencionan en el capítulo III, siendo de los más usados el método factorial de Miller y el método modular de Guthrie.

Con respecto a pronostico de ventas y precio de ventas algunos programas suponen precio y volumen de ventas constantes, otros requieren un perfil de ambos y otros usan factores para su estimación.

La rentabilidad también es manejada por los programas solo que algunos proporcionan retorno de la inversión como índice de rentabilidad y otros realizan un análisis de riesgo.

## **CAPITULO II**

### **EVALUACION ECONOMICA DE UN PROYECTO**

Por dar una definición se puede decir que la evaluación económica es la técnica por la cual diferentes proyectos son seleccionados o rechazados, para futura consideración, basado sobre atractivos económicos.

La evaluación económica de procesos y su instrumento primordial, la estimación de costos, penetran en cada fase del desarrollo de un proyecto, diseño, construcción, y operación de la planta. Esta evaluación económica debe continuar aún después de que la planta entra en operación. Los planes para aumentar la producción deben ser evaluados siempre sobre una base económica.

Las técnicas de evaluación económica para plantas de proceso deben satisfacer varios requerimientos. Deben haber suficientes detalles para la decisión de gastos de capital. Además, la presentación de estos detalles debe ser simplificada para que se puedan usar eficientemente los resultados en la decisión de la estructura del proceso.

Un sistema de evaluación económica y estimación de costos debe tener capacidad para calcular tamaño de equipo, costos y preparar el estimado de capital para la planta de proceso, el cual incluye, el estimado y análisis de los costos de la inversión fija de capital, costos de operación, rentabilidad y pronóstico de

ventas. El sistema debe ser capaz de estimar costos de un subsistema u operación unitaria en la planta de proceso.

Por otro lado, el sistema debe proporcionar niveles de precisión para estimación de costos de plantas de proceso y el usuario puede elegir métodos de acuerdo con sus necesidades.

Para satisfacer los requerimientos, un sistema debe consistir de las siguientes funciones para proporcionar estimados de costos y evaluación económica para procesos químicos con opción a varios niveles de detalle:

1. Dimensionamiento y costo de equipo de proceso.
2. Costo de arranque.
3. Capital circulante.
4. Gastos de operación.
5. Requerimientos de capital.
6. Costos en sitio.
7. Análisis de rentabilidad.

#### 1. DIMENSIONAMIENTO Y COSTO DE EQUIPO DE PROCESO

Los métodos de dimensionamiento y costo de equipo son dependientes de la clase de equipo, sin embargo, estos métodos pueden ser agrupados dentro de dos categorías las cuales son mostradas en las figuras 1 y 2.

Se especifica la siguiente información:

- a) Número de equipo.

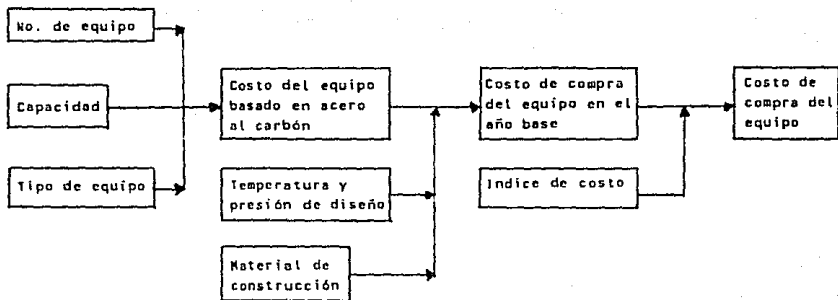


Figura 1. Flujo de información para dimensionamiento y costo de equipo (categoría 1).



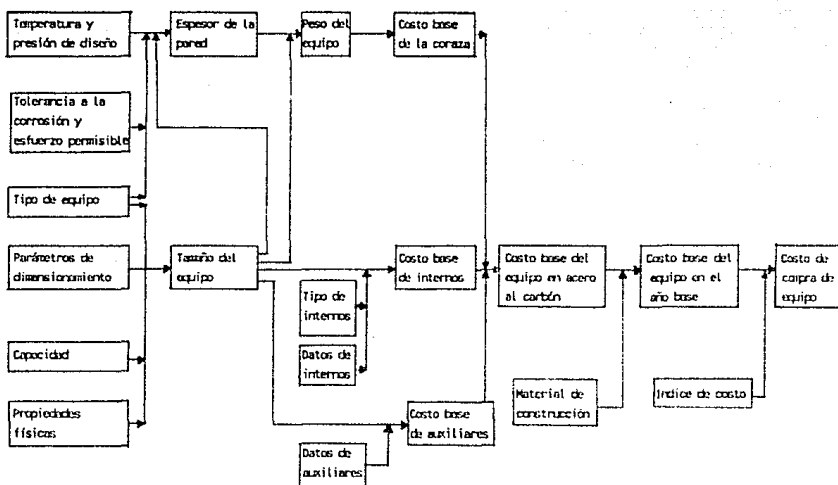


Figura 2. Flujo de información para dimensionamiento y costo de equipo (categoría 2).

- b) Capacidad.
- c) Tipo de equipo.
- d) Temperatura y presión de diseño.
- e) Material de construcción.

Adicionalmente se puede especificar:

- f) Tolerancia a la corrosión.
- g) Parámetros de dimensionamiento.
- h) Propiedades físicas.
- i) Internos del equipo.
- j) Auxiliares.
- k) Índice de costo.

Como ya se mencionó existen dos formas de evaluar el dimensionamiento y costo de equipo, las cuales son:

- a) El primer método usa directamente gráficas de costos en términos de datos de capacidad para el equipo, basado en acero al carbón sin dimensionar en sí el equipo. El costo es corregido al costo real por el material de construcción, presión de diseño, temperatura y, además, convertido al valor corriente o valor por el uso del índice de costo del equipo.
- b) El segundo método requiere más etapas de cálculo y puede proporcionar resultados más precisos. Este método

primero dimensiona el equipo y después hace uso de las gráficas de conversión del dato de tamaño al costo.

El costo de internos y auxiliares debe ser proporcionado separadamente y adicionado al costo base del equipo. Como en el primer método, el costo es corregido al costo real al usar el índice de costo del equipo, dato del material de construcción, presión de diseño, temperatura, etc. Los métodos para dimensionar los equipos principales se presentan en el capítulo IV.

## 2. COSTOS DE ARRANQUE

Se especifica la siguiente información:

- a) Número de operadores de arranque por turno.
- b) Número de personal de mantenimiento en el arranque por turno.

Adicionalmente se puede especificar:

- c) El número de meses para entrenamiento y arranque.
- d) Un factor para costos de comercialización.
- e) El número de meses de ineficiencia en el arranque.
- f) Rango salarial del promedio de horas de mano de obra de operación.
- g) Rango salarial del promedio de horas de mano de obra de mantenimiento.

## Procedimiento de estimación

Hay dos métodos para estimar los costos de arranque dependiendo de la información disponible.

### a) Método del factor simple

En este método el total de la inversión fija de capital es multiplicada por un factor para estimar los costos de arranque.

### b) Método del factor múltiple

Usa tres componentes de estimación para los costos de arranque.

#### I) Componente de mano de obra

Este se divide en mano de obra de operación y mano de obra de mantenimiento. El costo de mano de obra de operación se estima multiplicando el número de trabajadores de operación en el arranque por el rango salarial del promedio de horas de mano de obra de operación por el número de meses de entrenamiento y arranque por 730.5 horas por mes. El costo de mano de obra de mantenimiento se estima multiplicando el número de trabajadores de mantenimiento en el arranque por el rango salarial del promedio de horas de mano de obra de mantenimiento

por el número de meses de entrenamiento y arranque por 730.5 horas por mes.

II) Costos de comercialización

Este costo se estima multiplicando el costo directo en limite de batería por un factor.

III) Ineficiencia de arranque

Este se estima multiplicando el gasto de operación anual bruto por un factor.

La suma de los tres componentes es el estimado de los costos de arranque.

3. CAPITAL CIRCULANTE

Se puede especificar:

- a) El número de días de inventario para materias primas.
- b) El número de días de inventario para producto terminado.
- c) Un factor para inventario de almacenes y suministros.
- d) El número de días para cuentas por cobrar.
- e) Un factor para mano de obra.
- f) Un factor para efectivo.

## Procedimiento de estimación

Hay dos métodos para estimar el capital circulante dependiendo de la información disponible.

a) Método del factor simple

En este método la inversión fija de capital total se multiplica por un factor para estimar el requerimiento de capital circulante.

b) Método del factor múltiple

El método del factor múltiple usa siete componentes para estimar el capital circulante.

I) Inventario de materias primas

La cantidad de materias primas para proponer en el inventario se multiplica por su costo, a fin de obtener el valor del inventario.

II) Inventario de producto terminado

El gasto de operación anual neto se multiplica por un factor el cual representa los días de inventario para producto terminado.

III) Catalizadores y agentes químicos

La primera carga de catalizadores y agentes químicos debe ser calculada en forma separada bajo

requerimientos de capital. Este valor debe ser evaluado para estimación de capital circulante.

IV) Almacenes y suministros

El total de la inversión fija de capital se multiplica por un factor para obtener este término.

V) Cuentas por cobrar

La proporción de producción diaria de el (los) producto (s) primario (s) se multiplica por el respectivo precio de venta y un factor para obtener un estimado del valor de las cuentas por cobrar.

VI) Mano de obra

Los fondos deben ser suficientes para pagar la mano de obra y gastos de supervisión. La mano de obra diaria de operación y mantenimiento y el respectivo gasto de supervisión se multiplican por un factor para estimar este término.

VII) Efectivo

Para un estimado del requerimiento de efectivo la inversión fija de capital total se multiplica por un factor.

La suma de los siete términos son el requerimiento de capital circulante.

#### 4. GASTOS DE OPERACION

Se puede especificar la siguiente información:

- a) La cantidad y precios de los catalizadores y agentes químicos.
- b) La cantidad y precio de los compuestos principales y otras materias primas y subproductos.
- c) El número de operadores.
- d) La cantidad de desechos y el costo para distribuirlos.
- e) La cantidad y precio de servicios.

Alternativamente, la proporción de materia prima y subproductos puede ser obtenida con referencia a la corriente apropiada. El uso de servicios puede ser determinado a partir de los métodos de dimensionamiento y costo, y los precios pueden ser obtenidos de un banco de datos de costo.

Procedimiento de estimación.

##### I) Materias primas.

El uso real de los compuestos principales o de otras materias primas se multiplica por el precio respectivo para obtener el costo anual de éste término.



## II) Catalizadores y agentes químicos.

La cantidad anual de catalizadores y agentes químicos necesaria se multiplica por el precio respectivo para obtener el costo anual.

## III) Servicios.

Los servicios incluyen corriente eléctrica, agua, combustible, refrigeración y aire.

No todos los servicios necesitan ser usados en un caso particular. Incluso se puede especificar cuales servicios se compran. El uso anual de cada servicio comprado se multiplica por el costo unitario anual para obtener el costo anual de servicios.

## IV) Mano de obra de operación.

El número de trabajadores por turno se especifica de antemano. Este número se multiplica por el promedio de horas de mano de obra de operación para obtener el costo anual.

## V) Suministros de operación.

El gasto anual de los suministros de operación se estima al multiplicar el gasto de mano de obra de operación anual por un factor.

**VI) Mantenimiento.**

El costo de mantenimiento total se calcula al sumar los suministros de mantenimiento y gastos de mano de obra de mantenimiento.

**a) Suministros de mantenimiento.**

Con objeto de estimar este término, la inversión fija de capital total se multiplica por un factor.

**b) Gasto de mano de obra de mantenimiento.**

Este se estima al multiplicar la inversión fija de capital total por un factor.

**VII) Supervisión.**

El gasto de supervisión se estima al multiplicar la suma de la mano de obra de operación y la mano de obra de mantenimiento por un factor.

**VIII) Utilidades y cargos.**

Los gastos de utilidades y cargos se estiman al multiplicar la suma de la mano de obra total y el gasto de supervisión total por un factor.

## IX) Participaciones.

Este gasto representa el "porcentaje" de participación. Esto se estima al multiplicar la proporción de producción anual de los productos y subproductos por un factor.

## X) Disposición de desechos.

El gasto de disposición de desechos se estima al multiplicar la cantidad anual de desechos a ser dispuestos por la unidad de precio o precio unitario de disposición. Se debe suministrar ambos, la cantidad de desecho y el precio. Se puede utilizar un valor de cero si la unidad de disposición de desecho es una sección de la planta y considerada a ser parte de la inversión fija de capital.

## XI) Otros costos directos.

Este término se estima al multiplicar un factor por la inversión fija de capital total.

## XII) Impuestos locales y seguro.

El gasto de impuestos locales y seguro puede ser estimado al multiplicar la inversión fija de capital total por factores.

XIII) Depreciación.

La depreciación se incluye para propuestas de rendimiento unicamente. La depreciación se calcula al multiplicar la inversión fija de capital total por un factor. El factor usado es el recíproco de la vida útil de la planta.

XVI) Administración y gastos generales.

Este término se estima al multiplicar la suma de los gastos de mano de obra de operación, mano de obra de mantenimiento y supervisión total por un factor.

XV) Costo de subproductos.

Con el objeto de estimar el costo de subproductos, la cantidad anual de cada subproducto producido se multiplica por el correspondiente precio.

XVI) Gastos de operación anual brutos.

El gasto de operación anual bruto se calcula al sumar el gasto directo total (términos I-II), gastos indirectos totales (términos XII y XIII) y la administración y gastos generales (término XIV).

XVII) Gasto de operación anual neto.

El gasto de operación anual neto, se obtiene al restar el costo total de subproductos de los gastos de operación anual brutos.

XVIII) Gastos fijos.

Para la propuesta de estimación de gastos de operación a otra capacidad más que la total, el gasto fijo se asume a ser la suma de los gastos de mano de obra de operación, mantenimiento total, supervisión total, utilidades y cargos, depreciación, impuestos locales y seguro, también como la administración y gastos generales.

XIX) Gastos variables.

El gasto variable se calcula al restar el gasto fijo del gasto de operación anual neto.

Se deben proveer y especificar tres factores de relación de capacidad.

5. REQUERIMIENTOS DE CAPITAL

Se especifica la siguiente información:

- a) La carga inicial de agentes químicos y catalizadores.

- b) El precio de agentes quimicos y catalizadores.
- c) Cargo por regalías liberadas.
- d) Un factor para calcular las contingencias del proyecto.
- e) Un factor para calcular las contingencias del proceso.
- f) Un factor para calcular los costos de los terrenos o costos del terreno.

#### Procedimiento de estimación.

##### I) Costo total de instalación.

El costo total de instalación es la suma de costos directos en sitio y costos indirectos en sitio.

##### II) Contingencias de proyecto.

Este término se estima al multiplicar el costo total de instalación por un factor.

##### III) Contingencias de proceso.

Las contingencias de proceso se estiman al multiplicar los costos directos en límite de batería por un factor.

#### IV) Inversión fija de capital total.

La inversión fija de capital total se calcula al sumar los costos de instalación total, contingencias de proyecto y contingencias de proceso.

La inversión fija de capital se puede calcular también utilizando varias clases de métodos disponibles, que van desde los métodos simples, como el método del factor de Lang (1948), hasta unos relativamente complicados como el método modular de Guthrie (1969). Estos métodos usan un conjunto de factores para equipo auxiliar, tuberías, instalación, construcción, etc.

Los siguientes métodos pueden ser usados:

- 1) Método del factor de Lang (1948) (37).
- 2) Método analítico de Hirsh y Glazier (1960) (32).
- 3) Método del factor de Miller (1965) (42).
- 4) Método de relación de equipo de Hackney (1965) (25).
- 5) Método modular de Guthrie (1969) (24).

Las ecuaciones para los diferentes métodos se muestran en la tabla 1.

V) Costos de compra de terreno.

Se puede suministrar un costo para este término o puede ser estimado al multiplicar la inversión fija de capital total por un factor.

VI) Carga inicial de catalizadores y agentes químicos.

Las cargas iniciales de catalizadores y agentes químicos, cargas que fueron completas, se multiplican por su respectivo precio para obtener el valor de este término. La información necesaria para hacer este cálculo se suministra aparte.

VII) Capital circulante.

Los requerimientos de capital circulante han sido calculados aparte. Este dato puede ser usado para calcular los requerimientos de capital total.

VIII) Costos de arranque.

Los costos de arranque son estimados aparte. Estos pueden ser usados para calcular los requerimientos de capital total.

IX) Regalías liberadas.

Las regalías liberadas se estiman al multiplicar la inversión fija de capital total por un factor. Un valor de cero para el factor significa que no hay costos de regalías liberadas.





Figura 3. Flujo de conceptos para la estimación de la inversión de capital.

Tabla 1. ECUACIONES PARA LOS DIFERENTES METODOS DE ESTIMACION  
PARA LA INVERSION FIJA DE CAPITAL

Método

Ecuación

Lang

$$FCI = F \sum A_i$$

Donde:

F: Factor para el tipo de planta.

Hirsh y Glazier

$$FCI = F^i ((1+F^i + F^m + F^p) \{C_i + B_j + (A_i - C_i)\})$$

Donde:

F<sup>i</sup> = Factor de costos indirectos.

$$= \text{FUNC} (C_i, C_j^c, C_k^v)$$

F<sup>m</sup> = Factor de costos diversos.

$$= \text{FUNC} (C_i, C_j^t)$$

F<sup>p</sup> = Factor de costo de tubería.

$$= \text{FUNC} (C_i, C_j^c, C_k^p)$$

Miller

$$BL = (F_k F_k) (A_i + M_j)$$

$$FCI = (1 + F^c + F^i) BL$$

Donde:

F<sub>k</sub> = Factor de instalación.

$$= \text{FUNC}_k ((A_i + M_j) / (n+m))$$

Hackney

$$FCI = (1 + F^f + R^d F^d) (1 + F_k F_k + R^l F_k^l) (A_i + M_j)$$

Guthrie

$$FCI = \sum_i F_i^l (A_i + F_j F_j C_i) + \sum_k U_k + G + S$$

Tabla 1. ECUACIONES PARA LOS DIFERENTES METODOS DE ESTIMACION  
 PARA LA INVERSION FIJA DE CAPITAL  
 (CONTINUACION)

## Nomenclatura:

A: Costo de la aleación de material real.  
 B: Costo de equipo instalado.  
 BL: Costo de límite de batería.  
 C: Costo de equipo en acero al carbón.  
 F: Factor  
 FCI: Inversión fija de capital.  
 G: Costo de factibilidad general  
 H: Tarea realizada por un hombre en una hora.  
 M: Costo de equipo no listado.  
 m: Número de equipo no listado.  
 n: Número de equipo de proceso.  
 R: Rango de mano de obra.  
 S: Costo de desarrollo en sitio.  
 U: Costo de factibilidad de servicios.

## Subíndices:

c: Catalizador.  
 d: Diseño.  
 e: Cambiador de calor.  
 f: Gasto de terreno.  
 l: Mano de obra.  
 m: Varios.  
 n: Material.  
 p: Tubería.  
 t: Torre.  
 v: Recipiente.

X) Requerimientos de capital.

El requerimiento de capital total se calcula al sumar la inversión fija de capital total, costos de terreno, capital circulante, costos de arranque, regalías liberadas y el costo inicial de catalizadores y agentes químicos.

6. COSTOS EN SITIO.

Se especifica la siguiente información:

- a) Los factores para calcular la transformación de materias en sitio y los costos de mano de obra.
- b) Un factor para estimar los cargos por fletes.
- c) Un índice de productividad de mano de obra para construcción y un salario por mano de obra.
- d) Un factor para la estimación de los costos indirectos de campo.
- e) Un factor para los costos de propietario (posiblemente utilidades).
- f) Un factor para calcular los costos de oficina y casa de los contratistas.
- g) Un factor para estimar el costo de honorarios, permisos y seguros.
- h) Un índice de escalación de costos.

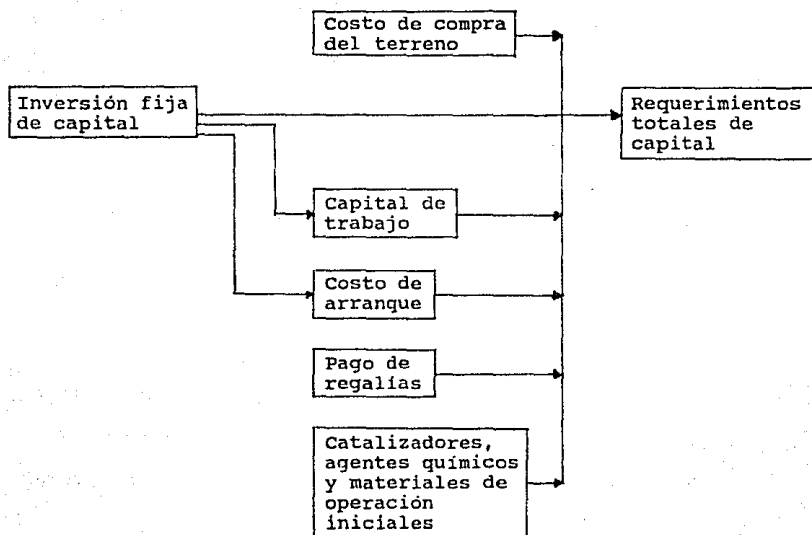


Figura 4. Flujo de información para nivel total de capital.

Procedimiento de estimación.

I) Costo base total de materiales.

El costo total base de materiales se obtiene de un banco de datos.

II) Costo de transformación de material en sitio.

Esta parte se estima por la multiplicación del costo base total de materiales por un factor.

III) Cargos por fletes.

El cargo por fletes se estima por la multiplicación del costo de material, basado en acero al carbón por un factor.

VI) Costo directo de materiales en sitio.

Esta partida se calcula por la suma del costo base total de materiales, el costo de transformación de material en sitio y el cargo por fletes, esta suma se multiplica por la relación apropiada del índice de costo.

V) Total de horas-hombre base (mano de obra en horas-hombre).

Este término es calculado por fuera.

## VI) Costo de mano de obra de transformación en sitio.

El costo de ésta se estima por la multiplicación del costo base de materiales totales por un factor. Se asume que este producto es a salarios de mano de obras normales de construcción.

## VII) Costo de mano de obra en sitio.

Este término se estima al multiplicar las horas hombre de mano de obra totales por un salario normal. Se asume que este producto es el costo de mano de obra de transformación en sitio, cuando la suma de la relación del salario de la mano de obra de construcción real y el salario de mano de obra de construcción normal se multiplica por el índice de productividad.

## VIII) Costo directo total en sitio.

Esta partida se calcula por la suma del costo directo de material en sitio y el costo de la mano de obra en sitio.

## IX) Costo indirecto de campo.

El costo indirecto de campo se estima por multiplicación del costo directo de mano de obra de campo por un factor.

X) Costo de propietario.

El costo de propietario se estima por multiplicación de la suma de los costos indirectos de campo y el costo directo total por un factor.

XI) Costo de casa y oficina de contratistas.

Esta partida se estima por la multiplicación de la suma del costo indirecto de campo y el costo directo total en sitio por un factor.

XII) Honorarios, permisos y seguros.

Los costos por honorarios, permisos y seguros se estiman por multiplicación de la suma de los costos indirectos de campo y el costo directo total en sitio por un factor.

XIII) Costo indirecto total en sitio.

El costo indirecto total en sitio se calcula por la suma del costo del propietario, el costo indirecto de campo, el costo de casa y oficina de contratistas y el costo de honorarios, permisos y seguro.

En la tabla 2 se muestran factores que pueden ser usados en la determinación de los costos de arranque, capital circulante, gastos de operación, requerimientos de capital y costos en sitio.



Tabla 2. FACTORES RECOMENDADOS PARA LOS DIFERENTES COSTOS DE LA  
EVALUACION ECONOMICA

	Factor
<b>COSTOS DE ARRANQUE</b>	
Método del factor simple	0.06
Método del factor múltiple	
Componenete de mano de obra	* 5 meses
Costo de comercialización	0.05
Ineficiencia de arranque	0.042
<b>CAPITAL CIRCULANTE</b>	
Método del factor simple	0.1
Método del factor múltiple	
Inventario de materias primas	30 días
Inventario de producto terminado	14 días
Almacenes y suministros	0.0005
Cuentas por cobrar	40 días
Mano de obra	10 días
Efectivo	0.005
<b>GASTOS DE OPERACION</b>	
Suministros de operación	0.06
Mantenimiento	
Suministros de mantenimiento	0.024
Gasto de mano de obra de mantenimiento	0.036
Supervisión	0.2
Utilidades y cargos	0.4

Tabla 2. FACTORES RECOMENDADOS PARA LOS DIFERENTES COSTOS DE LA  
EVALUACION ECONOMICA  
(CONTINUACION)

	Factor
Participaciones	0.0
Otros costos directos	0.03
Impuestos locales y seguros	
Impuestos locales	0.02
Seguro	0.0075
Administración y gastos generales	0.06
REQUERIMIENTOS DE CAPITAL	
Contingencias de proyecto	0.2
Contingencias de preceso	0.1
Costos de compra de terreno	0.02
COSTOS EN SITIO	
Costo de transformación de material en sitio	0.01
Cargos por fletes	0.02
Costo de mano de obra de transformación en sitio	0.02
Costo de mano de obra en sitio	1.4
Costo indirecto de campo	0.8
Costo de propietario	0.056
Costo de casa y oficina de contratistas	0.12
Honorarios, permisos y seguros	0.075

\* Este valor se usa para mano de obra de operación y de mantenimiento.

Los valores que aparecen en esta tabla son recomendados por: COMPUTER-AIDED INDUSTRIAL PROCESS DESIGN, The ASPEN project (3).

Tratando de ilustra el flujo de información desde el dimensionamiento y costo de equipo hasta la determinación de la inversión fija de capital se proporcionan las figuras 5,6,7 y 8.

#### 7. ANALISIS DE RENTABILIDAD.

Esta sección describe los parámetros y métodos para la evaluación económica, el objetivo principal es determinar el precio de venta requerido para el mayor número de productos.

El procedimiento puede dividirse en dos partes: una parte para el período de construcción y otra para el período de operación.

La pauta a seguir para la evaluación económica, para el proceso de conversión del carbón, fué reportada por ESCOE (The Engineering Societies Commission of Energy, Inc. Mcbeath 1979). La guía cubre ambos periodos, el de construcción y el de operación.

En seguida se menciona el resumen de la guía recomendada por la ESCOE, adicionalmente la tabla 3 muestra el sumario de suposiciones para la evaluación económica.

#### Flujo de efectivo durante la construcción.

Durante este período el capital es gastado pero no se esperan ingresos y las partidas del flujo de efectivo incluyen lo siguiente:

- I) Inversión de capital escalado,  $IC_1$ .

La asignación del capital de inversión es de acuerdo al programa de construcción y se ajusta al

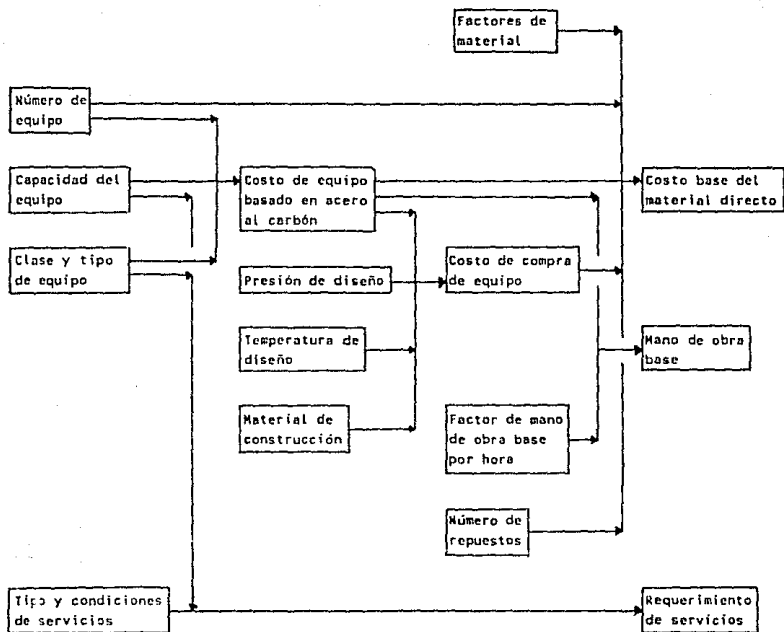


Figura 5. Flujo de información para el costo de equipo.

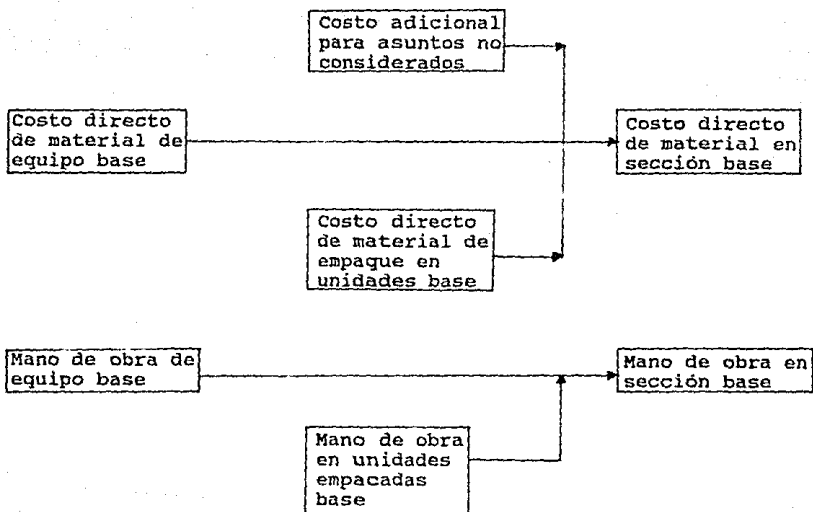


Figura 6. Flujo de información para una sección.

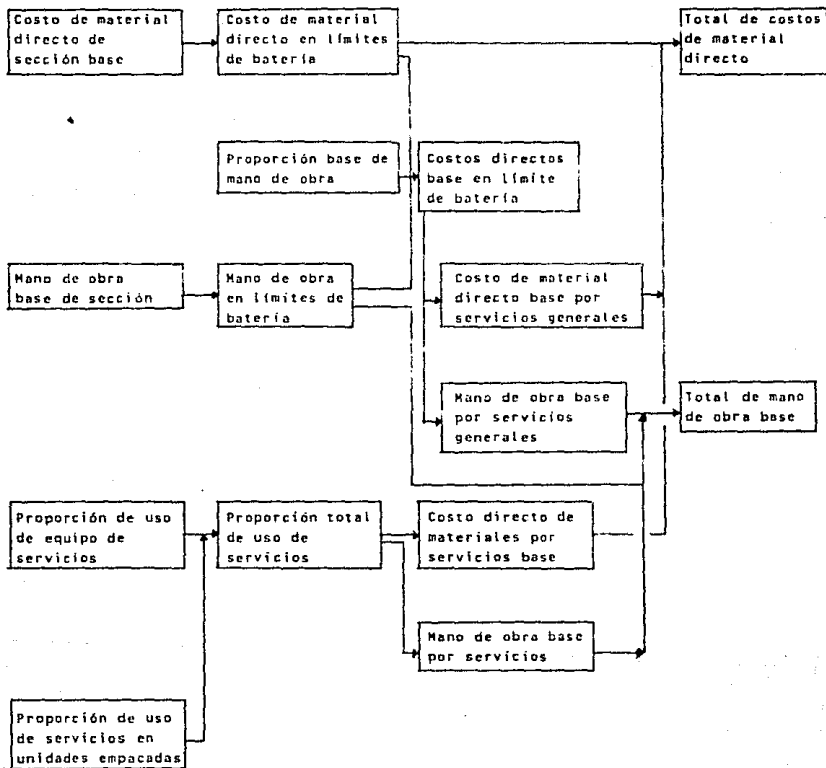


Figura 7. Flujo de información para el proyecto

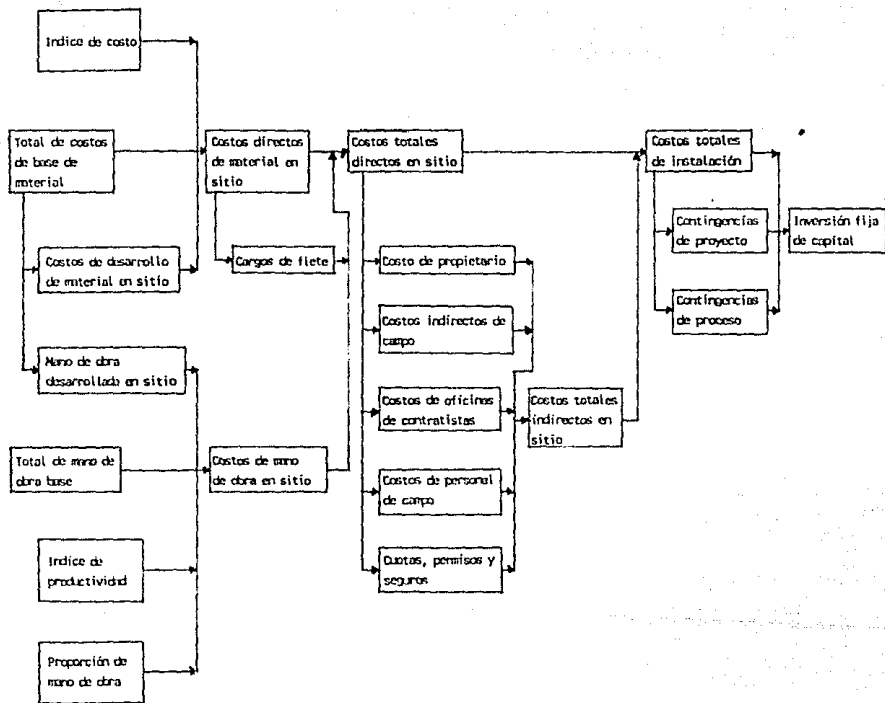


Figura 8. Flujo de información para costos en sitio.

Tabla 3. SUPOSICIONES PARA LA EVALUACION ECONOMICA.

- 1.- Se usan periodos anuales.
- 2.- Todas las estimaciones se basan al fin del periodo (un año).
- 3.- La vida de un proyecto es la suma del periodo de construcción especificado y la vida de operación especificada.
- 4.- La relación deuda-diferencia entre el valor de la propiedad y el valor de la hipoteca, es especificada y permanece constante a través de la vida del proyecto.
- 5.- El capital de trabajo y el costo del terreno comprado son recuperados al final de la vida del proyecto.
- 6.- La pérdida de impuestos y los créditos de impuestos pueden ser aplicados contra utilidades e impuestos en el año en que ocurran las perdidas o créditos.
- 7.- La inversión de créditos de impuestos durante la construcción pueden ser considerados.
- 8.- El flujo de efectivo puede ser considerado con descuento o sin descuento.
- 9.- El número de periodos de pago (años) se refiere al número de años necesarios para recuperar la inversión inicial del proyecto, contando desde el primer año de operación de la planta.



Tabla 3. SUPOSICIONES PARA LA EVALUACION ECONOMICA.  
(Continuación)

- 10.- Se pueden considerar precios constantes o corrientes.
- 11.- Se consideran cuatro métodos para el calculo de depreciación:
  - 1) Método de línea recta.
  - 2) Método de balance declinado.
  - 3) Método de suma de años dígitos.
  - 4) Método de fondo de amortización.

gasto de capital asignado por escalación.

$$IC_t = TIC_0 (1 + j)^t c_t \quad (1)$$

Donde:

$TIC_0$  = Capital total invertido al arranque.

$j$  = Tasa general de inflación.

$t$  = Período (con base a final de año).

$c_t$  = Parte del gasto de construcción en el año  $t$ .

## II) Contribución de inversionistas $A_t$ .

Ajuste de  $IC_t$  para el crédito de los impuestos de inversión (ITC) a ser reclamados.

$$A_t = IC_t (1 - ITC) \quad (2)$$

## III) Interés sobre el balance, $B_t$ .

El interés sobre el balance es calculado por la tasa de retorno  $i_p$ , por los balances de años anteriores,  $BAL_{(t-1)}$ .

Donde:

$i_p$  = Es la tasa de retorno y puede ser calculada por la combinación de tasa de interés y tasa de valor de retorno de propiedad.

$$i_p = (1 - f)r_d i_d + (1 + r_d)i_s \quad (3)$$

Donde:

$f$  = Tasa efectiva de impuestos.

$i_d$  = Tasa de interés de deuda.

$i_s$  = Tasa de retorno de propiedad (valor).

$r_d$  = Tasa de financiamiento de la deuda, la cual es la relación de deuda a la suma de deuda y propiedad.

#### IV) Balance de inversión, $BAL_t$ .

El balance de inversión es la suma de balances de años anteriores  $BAL_{(t-1)}$ , la contribución de inversionistas  $A_t$  y el interés sobre el balance  $B_t$ .

$$BAL_t = BAL_{(t-1)} + A_t + B_t \quad (4)$$

#### Flujo de efectivo durante la operación.

Durante este período las principales partidas de flujo de efectivo son: Capital de ingresos de productos  $L_t$ , interés sobre el balance  $B_t$ , retiro de la deuda  $C_t$ , retorno de propiedad  $S_t$ , impuesto sobre ingresos  $T_t$ , y gastos netos  $N_t$ .

##### I) Capital de ingresos de productos, $L_t$ .

El capital de ingresos por productos puede variar con el factor de inflación  $(1+j)^t$  y el nivel de producción  $e_t$ .

$$L_t = L_0 (1+j)^t e_t \quad (5)$$

Donde:

$L_0$  = Capital base anual de ingresos por productos.

## II) Gastos netos de operación, $N_t$ .

Los gastos de operación consisten de gastos fijos  $N_{ft}$  y gastos variables  $N_{vt}$  los cuales varían con el nivel de producción.

$$N_t = (N_{fo} + (N_{vo} - F_o) e_t) (1 + j)^t \quad (6)$$

Donde:

$N_{fo}$  = Gastos fijos de operación en base anual

$N_{vo}$  = Gastos variables de operación en base anual.

$F_o$  = Créditos por productos en base anual.

## III) Intereses de la deuda, $B_t$ .

Los intereses de la deuda se calculan por la tasa de interés y la tasa de balance de años anteriores como factores y la tasa financiera de la deuda.

$$B_t = r_d i_d \text{BAL}_{(t-1)} \quad (7)$$

IV) Depreciación,  $D_t$ , e impuestos sobre ingresos,  $T_t$ .

Hay varios métodos para el cálculo de la depreciación. La depreciación es usada para propósitos de impuestos.

En seguida se mencionan ecuaciones para el cálculo de la depreciación:

a) Método de la línea recta.

$$D_t = (BV_0 - SV_0) / K \quad (8)$$

b) Método de balance declinado.

$$D_t = 2BV_0 (1 - 2/K)^{t-1} / K \quad (9)$$

c) Método de los años dígitos.

$$D_t = 2(BV_0 - SV_0) (K+1-t) / (K(K+1)) \quad (10)$$

d) Método de amortización.

$$D_t = (BV_0 - SV_0) \frac{i(1+i)^{t-1}}{(1+i)^{K-1}} \quad (11)$$

Donde:

$BV_0$  = Inversión depreciable al arranque.

$SV_0$  = Valor de rescate al arranque.

$K$  = Vida depreciable (impuestos de vida).

$i$  = Tasa de interés.

Los impuestos por ingresos se calculan por:

$$T_t = f (L_t - (N_t + B_t + D_t)) \quad (12)$$

V) Retorno de propiedad,  $S_t$ .

El retorno de propiedad se calcula por: la tasa de retorno de propiedad, el balance de años anteriores y la fracción sobre la propiedad total.

$$S_t = i_s (1 - r_d) \text{BAL}_{(t-1)} \quad (13)$$

Donde el balance se define como la acumulación negativa del flujo de efectivo.

VI) Nuevo balance,  $\text{BAL}_t$ .

El nuevo balance se calcula por substracción del flujo neto de efectivo del balance de años anteriores.

$$\text{BAL}_t = \text{BAL}_{(t-1)} - L_t + (N_t + B_t + T_t + S_t) \quad (14)$$

Evaluación del proyecto total.

La evaluación económica del proyecto puede llevarse a cabo por estimación de los índices de rentabilidad incluyendo los precios de venta requeridos. Los índices de rentabilidad son calculados con técnicas con descuento o sin descuento, el descuento sobre el flujo de efectivo puede representar un termino largo en la evaluación del proyecto.

Por otra parte el no descontar en el flujo de efectivo se usa para acortar el término de evaluación.

El siguiente es un plan general para el cálculo del índice de rentabilidad:

I) Estimación del precio de venta.

El precio de venta del producto puede ser calculado suponiendo que al final del proyecto el capital de trabajo se escaló, el costo del terreno comprado se recuperó y que el balance de inversión contempla que el precio de venta inicial es el precio del producto al arranque del proyecto, el precio de venta incluye la elevación de la tasa general de inflación, por otro lado el ajuste del precio de venta es un precio el cual continúa uniforme para la vida entera del proyecto.

Matemáticamente el precio de venta ajustado se puede calcular tomando el valor presente del ingreso de todos los productos y convirtiendolo al ingreso anual uniforme equivalente, la ecuación es la siguiente:

Valor presente sin inflación:

$$P(A, i_p, m) = \frac{A_t}{\sum_1^m (1+i_p)^t} \quad (15)$$

Valor presente con inflación:

$$P(A, i_p, j, m) = \frac{m}{i} \frac{(1+j)^{t-1} A_t}{(1+i_p)^t} \quad (16)$$

Precio de venta ajustado:

$$S = S_0 (1+j) P(A, i_p, m) / P(A, i_p, j, m) \quad (17)$$

Donde:

$A_t$  = Anualidad del año t.

II) Estimación de la tasa requerida de retorno de propiedad.

La tasa requerida de retorno de propiedad pue de estimarse dando el precio al producto y otros parámetros económicos, el problema es encontrar la tasa requerida de propiedad con la función objetivo, tal que, al finalizar el proyecto el balance de inversión debe ser igual a cero usando el método de cálculo prueba y error.

III) Índice de valor presente neto.

El índice de valor presente neto es un índice que es la relación del valor presente del capital invertido al tiempo de arranque del proyecto.



El valor presente neto es el balance de inversión al tiempo del final del proyecto. El valor presente neto puede calcularse dando la tasa de retorno de propiedad y el precio de venta del producto.

## C A P I T U L O   I I I

### ESTRUCTURA DE LA INVERSION

La unidad de producción en una planta de proceso consiste principalmente de equipo primario, unidades auxiliares y construcciones en un menor grado. Por esta razón, la inversión analizada en el presente capítulo está clasificada en cuanto a la importancia del equipo contenido, en límites de batería y equipo exterior.

## 1. INVERSION EN LIMITES DE BATERIA.

### 1.- Costo de equipo principal.

- a) Torres y tanques.
- b) Tanques de almacenamiento (productos intermedios)
- c) Reactores.
- d) Intercambiadores de calor, rehervidores, condensadores y evaporadores.
- e) Hornos y calentadores a fuego directo.
- f) Bombas y compresores.
- g) Equipos varios tales como filtros, centrifugas, eyectores, secadores, etc.
- h) Instrumentación (si hay control automático).

### 2.- Costo de equipo secundario.

- a) Plataformas y estructuras.

- b) Tubería y válvulas.
- c) Aislamiento térmico.
- d) Sistema eléctrico.
- e) Construcciones, incluyendo cuarto de control.
- f) Pintura.

3.- Costo de ingeniería civil y levantamiento.

- a) Preparación del lugar.
- b) Bases.
- c) Instalación de equipo.
- d) Circuitos de ferrocarril.
- e) Caminos.

4.- Costos Indirectos de Construcción y de Embarque.

- a) Renta o intalación de equipo especial.
- b) Construcciones temporales.
- c) Impuestos, seguros y costos similares.
- d) Transporte de equipo.
- e) Contingencias por costos extras relacionados con retrasos imprevistos debidos al mal tiempo, cambios técnicos que afecten la construcción, etc.

Cuando la evaluación es hecha para un complejo entero, incluyendo un grupo de unidades de producción, la inversión total es la suma de las inversiones específicas relacionadas a cada unidad de producción.

## 2. EQUIPO EXTERIOR.

El costo de servicios de equipo exterior depende grandemente de la localización de la planta. Si una nueva unidad es construída en una planta existente, los servicios disponibles y posibilidades de almacenamiento deben ser considerados, también los efectos de construcción en paralelo o proyecto de expansión.

Frecuentemente es difícil determinar esta inversión para proyectos no definidos completamente. Por eso una solución conveniente es suponerla como un porcentaje fijo de la inversión de límite de batería permitiendo en ciertos casos, para servicios especiales o almacenamiento, cálculos separados.

## 3. INDICES DE COSTOS.

Los índices de costos son usados para transponer costos de una fecha a otra; éstos toman en cuenta los cambios promedio de varios elementos de inversión. Los índices son calculados de datos corrientes para elementos característicos de la economía, tales como son láminas de acero, equipo y salarios.

La sensibilidad de cualquiera de los índices dados a uno u otro tipo de planta depende del peso dado a los diferentes elementos característicos. De acuerdo con esto, los índices son más o menos apropiados a diferentes aspectos de la economía. Hay un gran número de índices encontrados en la literatura. Frecuentemente una compañía desarrolla y mantiene un índice privado para sus necesidades particulares.

Varios índices son publicados regularmente, los más reconocidos son los siguientes:

- The Engineering News Record (ENR). Índices de costo de construcción.
- Indices Marshall and Swift (M&S). Índice de costo de equipo.
- The Nelson Refinery (NR). Índices de costo de construcción.
- The Chemical Engineering (CE). Índices de costo de planta.

The Chemical Engineering (CE) de más reciente creación, es publicado cada dos meses en la revista Chemical Engineering. La base es 100 en 1957-1959. Se basa en cuatro componentes principales: Equipo, Maquinaria Giratoria y Estructura (61%), Construcciones (7%), levantamiento (22%), e ingeniería (10%). El primer componente se constituye de la siguiente manera: instalación de equipo (37%); bombas y compresores (7%); otras máquinas (14%); tubería válvulas y accesorios (20%); instrumentación y controladores (7%); equipo eléctrico (5%); estructuras, aislamiento y pintura (10%).

La figura 9 muestra una comparación de los cuatro índices anteriores, todos transpuestos a una base común de 100 en 1958. Esta comparación muestra que el índice de costos (CE) y el índice de costo de equipo (M&S) sufren prácticamente la misma varia-

Indice de costo  
(base=100 en 1958)

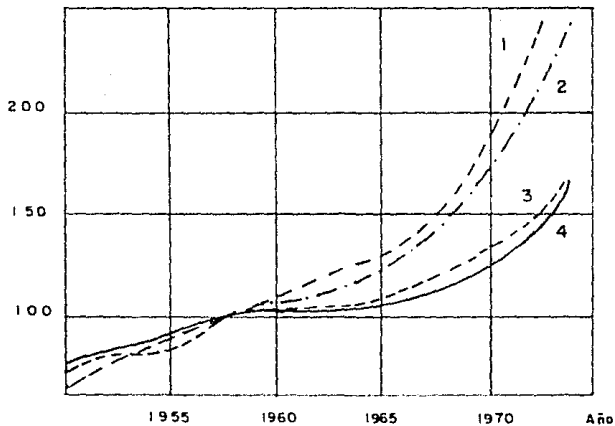


Figura 9. Tendencias comparativas de costos mostradas por índices norteamericanos.

- 1 Engineering News Record.
- 2 Nelson Refinery.
- 3 Marshall and Stevens.
- 4 Chemical Engineering.

ción. Estos son los más representativos de la industria química en general.

El índice (ENR) sobre la evolución cuasiexponencial, no está de acuerdo con la progresión observada actual de los costos de planta.

Los índices de costo de construcción (NR) mantienen una posición intermedia entre los índices (ENR) y (CE). Así como su nombre indica, refleja los cambios registrados en la industria petrolera, particularmente en refinerías.

#### 4. EFECTOS DEL LUGAR DE LOCALIZACION.

Plantas similares del mismo tamaño probablemente requieran diferente inversión, si se construyen en diferentes sitios, por diferentes razones como; variación del costo de mano de obra, supervisión y materiales; de diferentes normas de construcción de equipo y seguridad; y de diferentes prácticas dentro de compañías de ingeniería.

Ph. Terris ha propuesto un desglose para los costos de plantas instaladas (tabla 4) para comparar inversiones en Francia con países desarrollados. Este desglose incluye tres categorías distintas de países de acuerdo al nivel de desarrollo, particularmente de acuerdo a sus aptitudes en trabajos de Ingeniería Civil.



Tabla 4. COSTO DE REFINERIAS Y PLANTAS PETROQUIMICAS DE ACUERDO  
A LA INDUSTRIALIZACION.

	Francia	Tipo I	Tipo II	Tipo III
Equipo primario	38	42	40	42
Equipo secundario	19	21	20	21
Construcción (incluyendo supervisión).	26	31	44	54
Ingeniería Civil (inclu- yendo supervisión).	17	18	19	30
T o t a l	100	112	123	147

- Tipo I. Países con experiencia industrial, especialmente en petroquímicos, en los cuales la ayuda consiste en supervisión y personal de soporte.
- Tipo II. Países con mano de obra local con buena experiencia en Ingeniería Civil y trabajos públicos, con equipo moderno en esos campos.
- Tipo III. Países donde la mano de obra es poco calificada y donde el equipo para Ingeniería Civil y construcción no existe. Ninguno de esos países tiene metal pesado o industria mecánica.

Conforme se industrializan estos países que pertenecen a categorías menos favorecidas, progresivamente se aproximan a los países mejor equipados. Los factores que los clasifican deben considerar esta nueva categoría.

#### 5. ESTIMACION DE INVERSION FIJA DE CAPITAL.

##### Clasificación de metodos.

- a) Estimado preliminar o de orden de magnitud ( $\pm 60\%$  a  $\pm 100\%$ ) de precisión:

$$FCI = F_i \text{ (Capacidad) indice} \quad (18)$$

- b) Estimado intermedio o de estudio ( $\pm 20\%$  a  $\pm 40\%$ ) basado en el conocimiento del costo del equipo principal de la planta (IMPI):

$$FCI = (\text{Factor}) (\text{IMPI}) \quad (19)$$

- c) Estimado definitivo ( $\pm 10\%$ ) basado en datos casi completos del proceso pero antes de la terminación de dibujos y especificaciones.
- d) Estimado detallado ( $\pm 5\%$ ) preparado de especificaciones, dibujos, cotizaciones de vendedores, etc.

La tabla 5 muestra la cantidad y calidad de información necesaria para la preparación de los diferentes estimados.

Los procedimientos de estimación se clasifican en dos tipos de acuerdo al punto de partida del estimado.

Grupo 1. Métodos cortos para la estimación de costos, los cuales no dependen del dimensionamiento del equipo. Estos métodos hacen el cálculo por analogía.

Grupo 2. Estimados basados en costos derivados del costo del equipo principal de la planta (MPI). Por consiguiente requiere del uso de técnicas adecuadas de diseño para estimar las dimensiones y costo del MPI.

Tabla 5. INFORMACION REQUERIDA POR LOS DIFERENTES TIPOS DE ESTIMADOS DE INVERSION FIJA DE CAPITAL

	Información requerida	Estimados			
		a	b	c	d
Sitio	Localización	X	X	X	
	Descripción general			X	X
	Mecánica de suelo			X	X
	Dimensiones y localización de F.F.C.C., carreteras depositos de agua y bardas o cercas			X	X
	Mapa topográfico, plan de sitios bien desarrollado			X	X
	Medios locales de desarrollo				X
	Diagrama de flujo de proceso	Bosquejos		X	
Definitivos				X	X
Lista de equipo	Dimensionamiento preliminar y especificación de materiales		X		
	Especificaciones de ingeniería			X	X
	Hojas de datos de recipientes			X	X
	Arreglo general				
	a) Preliminar			X	
b) Definitivo				X	

Estimados

- a.- Estimado preliminar o de orden de magnitud.  
 b.- Estimado intermedio o de estudio.  
 c.- Estimado definitivo.  
 d.- Estimado detallado.

Tabla 5. INFORMACION REQUERIDA POR LOS DIFERENTES TIPOS DE

		ESTIMADOS DE INVERSION FIJA DE CAPITAL (CONTINUACION)			
Información requerida		Estimados			
		a	b	c	d
Estructuras y edificios	Tamaño aproximado y tipo de construcción		X		
	Bosquejo de cimentación			X	
	Arquitectura y construcción			X	X
	Niveles y arreglo general			X	X
	Dibujos detallados				X
Requerimiento de servicios	Cantidades preliminares (Vapor, agua, electricidad, etc.)		X		
	Balance de energía definitivo			X	X
	Diagramas de flujo definitivos			X	X
	Dibujos bien desarrollados				X
Tuberías	Especificaciones y diagrama de tuberías preliminar		X		
	Diagrama de tuberías definitivo			X	X
	Arreglo de tuberías y cédulas				X
Aislamiento	Lista de equipo preliminar y tubería a ser aislada			X	
	Especificación de aislamiento y cédulas			X	X
	Dibujos o especificaciones bien desarrollados				X

Tabla 5. INFORMACION REQUERIDA POR LOS DIFERENTES TIPOS DE

		ESTIMADOS DE INVERSION FIJA DE CAPITAL (CONTINUACION)			
		Información requerida			
		Estimados			
		a	b	c	d
Instrumentación	Lista y diagrama de instrumentos definitivos			X	X
	Dibujos bien desarrollados				X
	Tamaño aproximado y lista de motores preliminar		X		
Material eléctrico	Tamaño y lista de motores definitivos			X	X
	Número y tamaño de subestaciones (especificaciones)			X	X
	Especificaciones de distribución				X
	Sincronizadores, control, instrumentación y especificación de cables preliminar			X	
	Diagrama unifilar definitivo (Alumbrado y potencia)			X	X
	Diagramas bien desarrollados				X
	Ingeniería y dibujos		X	X	X
Mano de obra	Mano de obra especializada				X
	Supervisión				X
Alcance de proyecto de procesos normales	Producto, capacidad, localización y requerimientos del sitio. Requerimientos de servicios generales y servicios de proceso. Edificios y requerimientos auxiliares. Requerimientos de materias primas, producto final, almacenamiento y manejo de materiales.				X

### Grupo 1.

Estos métodos fueron diseñados para reducir el tiempo y esfuerzo para el estimado de la inversión. En la etapa de prediseño ayuda en el planteamiento de alternativas. En estos métodos el proceso es representado por sus etapas funcionales o de proceso y el costo base es estimado de acuerdo al número de tales etapas. Modificaciones debidas a otros aspectos funcionales incluyendo condiciones de operación, materiales de construcción y capacidad de la planta se considera mediante factores. En este grupo se consideran métodos que suponen inversión co nocida para al menos una planta de referencia, ya sea para una planta entera o parte de ella.

Los métodos son:

- a) Extrapolación de factores de capacidad.
- b) Factores de unidad de operación (R.D.Hill) (31).
- c) Factores de unidad funcional (F.C. Zevnik y R.L. Buchanan) (58).
- d) Factores de productos y unidades funcionales (E.A. Stallworthy).
- e) Factores de características de productos y equipo (G.T. Wilson).
- f) Factores de costo de entrega de equipo (D.H. Allen y R. C. Page) (1).

## a) Factores de capacidad.

Este método se basa en el hecho de que el costo de dos unidades usadas en el mismo proceso con diferentes capacidades de producción se relacionan por la ecuación:

$$I_1/I_2 = (C_1/C_2)^f \quad (20)$$

Donde:

$I_1, I_2$  = Inversiones para las unidades.

$C_1, C_2$  = Capacidades.

$f$  = Factor de capacidad.

Muchas plantas muestran que el factor de capacidad cae entre 0.5 y 0.7.

Cuando la inversión es conocida para el mismo proceso a dos diferentes capacidades, el factor de capacidad puede ser calculado mediante la ecuación (20). Este método puede ser utilizado con seguridad si las plantas son las mismas, con el mismo número de equipos.

Varias publicaciones proveen información de factores de capacidad para los principales tipos de equipos o para unidades de proceso. Así un factor de capacidad de extrapolación 'f' y datos de una planta de referencia hacen posible calcular rápidamente la inversión para una planta con diferente capacidad; el método es muy útil en tanto se reconozcan sus limitaciones:



## c) Método de F.C. Zevnik y R.L. Buchanan.

Aplica a plantas químicas que manejen fluidos, este método toma en cuenta las siguientes características:

- Capacidad de la unidad.
- El número de "unidades de función", las cuales son definidas como el equipo necesario para una unidad de operación dada, tales como destilación, agotamiento, compresión, etc.
- Un factor de complejidad, el cual es determinado tomando las condiciones extremas de operación de temperatura y presión y los materiales requeridos.

$$I_b = KN \text{ (CPFU) (ENR/300)} \quad (21)$$

Donde:

$I_b$  = Inversión en límites de batería.

$K$  = 1.33

$N$  = Número de unidades funcionales.

CPFU = Costo por unidad funcional (capacidad de planta y complejidad de operación).

$$\text{CPFU} = F C^a (2 \times 10^{(ft + fp + fm)}) \quad (22)$$

- No tiene un valor preciso para el factor de capacidad.
- Desconocimiento del rango de capacidades en el cual el factor de capacidad aplique.
- No es capaz de determinar la inversión exacta para la planta nueva.

Varios autores han sugerido métodos para reducir estas limitaciones. Uno de ellos es clasificar el equipo de acuerdo al tipo (hornos, bombas, reactores, etc), entonces cada tipo de equipo tiene un factor de capacidad de extrapolación y la inversión total es la suma de la inversión de todos los tipos de equipo.

Estimaciones basadas en características de la planta.

Estos métodos requieren de cuidadosa atención para las diferentes etapas del proceso, especialmente en etapas de purificación para establecer un esquema de flujo tan completo como sea posible y no omitir cualquier unidad de operación.

Los métodos que se basan en características de la planta son:

b) Método de R.D. Hill.

Este método aplica a plantas que operan a presiones moderada: donde sólo circulen fluidos.

Donde:

F= Factor que relaciona inversión a capacidad.

C= Capacidad.

q= Exponente.

ft, fp y fm= Factor por temperatura, presión y materiales de construcción obtenidas de correlaciones geográficas.

#### d) Método de E.A. Stallworthy.

El procedimiento básico es similar al anterior excepto por una modificación, un factor por efectos debidos a corrientes paralelas y recirculaciones. Las "unidades funcionales", redefinidas como "pasos de proceso":

$$I_b = (0.0075/A) \sum_j^s (N_s F_t F_p F_m R)_j \quad (23)$$

Donde:

Ns= Número de pasos significantes de proceso en una corriente.

R= Razón flujo de corriente a flujo de corriente de salida principal.

s= Número de corrientes de proceso.

Fm= Factor por materiales específicos de construcción.

Fp= Factor de presión de diseño.

Ft= Factor por temperatura de diseño.

El Factor costo-capacidad, 'A' es corregido por capacidad anual de planta 'V', usando:

$$A = K A V^{0.65} \quad (24)$$

Donde:

K= Una constante.

#### e) Método de G.T. Wilson.

En la práctica, la precisión del método está ligada al que tanto se ha conocido de la unidad y su balance de material, no sólo global sino línea por línea, incluyendo características generales de operación del equipo primario. El modelo básico es:

$$I_b = f N (AUC) F_m F_p F_t \quad (25)$$

Donde:

f= Factor de inversión obtenido en correlación con el costo unitario promedio (AUC).

N= Número de equipo principal.

Fm= Factor por material de construcción.

Fp= Factor por presión de diseño.

Ft= Factor por temperatura de diseño.

## f) Método de D.H. Allen y R.C. Page.

Este método utiliza algunos de los parámetros calculados por el método de Wilson, permitiendo la determinación de inversión dentro de un rango de precisión de -20 a +25%. Aplicadas solo en plantas que manejan fluidos. El principio consiste en determinar el costo de equipo entregado (DEC) tan preciso como sea posible y posteriormente convertido a inversión total de la planta al aplicar un factor de porcentaje adecuado obtenido de coeficientes estadísticos proporcionados por J.E. Haselbarth y J.M. Berck (29). De lo anterior se ha visto que el DEC varía entre el 15 y 30% de la inversión total, dependiendo de la situación:

$$\text{DEC} = N (\text{SF}) (\text{BIC}) \quad (26)$$

Donde:

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

BIC= Costo base del equipo.

SF= Factor de complejidad relacionado a las condiciones de operación y material de construcción.

$$\text{SF} = \text{Ft} \times \text{Fp} \times \text{Fm} \quad (27)$$

Con Ft y Fp representando las condiciones máximas de temperatura y presión y Fm los requerimientos promedio de materiales, los tres factores son determinados de la figura 10 y la tabla 6.

BIC= Costo base como función de la producción (TP).

$$\frac{\text{BIC}}{(\text{BIC})^{\circ}} = \left( \frac{\text{TP}}{(\text{TP})^{\circ}} \right)^{(\text{EXP})} \quad (12)$$

Donde:

TP= Producción para la unidad, Lb-mol/año. Con:

BIC= \$ (U.S.DLLS) 1972.

(BIC)<sup>o</sup>= \$ 7000 (U.S.DLLS) en junio de 1972.

(TP)<sup>o</sup>= 2.5 millones de Lb-mol/año.

y el exponente característico de cada tipo de unidad. Los autores recomiendan los índices de Marshall y Stevens.

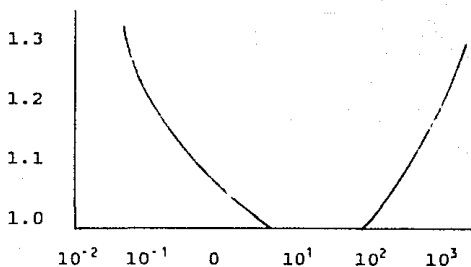
El exponente EXP es calculado como un exponente promedio para todos las categorías de equipo incluidas en la planta, basado en el costo de equipo y un exponente de extrapolación; los autores recomiendan datos de K.M. Guthrie (24). Este método ofrece un medio para una rápida estimación preliminar. Sin embargo sufre de los mismos inconvenientes de los métodos que usan factores multiplicadores constantes.

## Grupo 2.

El procedimiento se puede sintetizar como sigue:

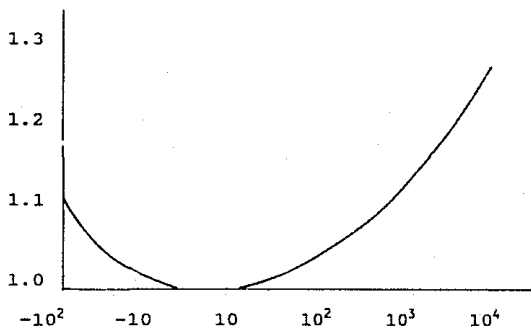
- I) Después del balance de masa y energía los métodos cortos de diseño son aplicados para el dimensiona-

(a)

Factor de inversión  $F_p$ 

Presión de operación PSIA

(b)

Factor de inversión  $F_T$ 

Temperatura de operación °C

Figura 10. Factores de inversión  $F_p$  y  $F_T$ .

- (a) Relación de presión-inversión de límites de batería.  
 (b) Relación de temperatura-inversión de límites de batería.

Tabla 6. EFECTO DEL MATERIAL DE CONSTRUCCION EN LA  
INVERSION DE LIMITES DE BATERIA.

MATERIAL	FACTOR DE MATERIAL $F_M$
Acero templado	1.00
Bronce	1.05
Acero a alta temperatura	1.07
Aluminio	1.08
Acero baja aleación	1.28
Acero inoxidable austenítico	1.41
Acero alta aleación	1.50
Hastelloy C	1.54
Monel	1.65
Nickel	1.71
Titanio	2.00



miento o para el cálculo de parámetros de dimensionamiento relevantes. Como puede ser el área de intercambio de calor.

- II) Los Parámetros de dimensionamiento son usados para el costeo del equipo de datos de costo o correlaciones.
- III) El costo total (MPI) es modificado para incluir otros factores (Ej. material de construcción, instalación, etc). La inversión de capital total cubre los costos de inversión en límites de batería, almacenamiento y sección de servicios.

#### Métodos que usan factores multiplicadores constantes.

En estos métodos la inversión de la planta se obtiene por medio de un factor multiplicador promedio constante por el costo de equipo primario, el cual es en su turno determinado a partir de las características de cada pieza del equipo incluido en la planta de acuerdo a datos publicados o información directa de vendedores. Si el costo de una pieza de equipo a una capacidad dada es disponible el costo a diferentes capacidades puede ser estimado con un factor exponencial característico del equipo. Cuando las características de los equipos son desconocidas, éstas deben calcularse, también de calcularse el consumo de servicios.

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

El método de factores constantes trae un incremento en precisión para cálculos de rentabilidad, debido a una mejor determinación de la inversión y consumo de servicios.

#### Factor de Lang.

H.J. Lang (37) fué el primero en establecer la ley empírica, "la relación entre el costo de una planta y su equipo primario es una constante"; resultado del análisis de la inversión de capital para la construcción de un número de plantas. El valor de esta constante depende del tipo de proceso, particularmente de los productos manejados (Tabla 7).

El factor de Lang de la inversión es total, incluyendo equipo exterior. Cuando la planta está limitada al tratamiento de fluidos, los valores del factor parecen bajos y las modificaciones introducidas por N. G. Bach llevan a mejores resultados.

#### Factor de Lang. Modificado.

Los factores propuestos por N.G. Bach permiten el cálculo directo de la inversión para plantas que procesan fluidos y la generación de servicios y disponibilidad de almacenamiento. La planta de proceso, la producción de servicios y almacenamiento son tratadas como unidades independientes (tabla 8) para las cuales la inversión es calculada directamente multiplicando un factor por el costo del equipo primario. Esos factores no incluyen honorarios.

### Método de Hand.

Derivado por W.E. Hand (27) del método de Bach, este método consiste en multiplicar un factor específico a cada categoría de equipo primario y adicionarlos para llegar a la inversión total de límites de batería. Los principales factores se encuentran en la tabla 9.

El autor señala que la necesidad de aceros especiales de presiones de operación sobre 180 PSIA incrementa la importancia del equipo primario con respecto a otras partes de la inversión y así reduce ligeramente los factores normales.

El método de Hand, al igual que otros que usan factores multiplicadores constantes, cuenta con datos estadísticos, que llevan a valores promedio basados en el análisis de la inversión de un gran número de varias clases de plantas. Sin embargo, estos métodos no son realistas para plantas en las cuales los materiales o tecnología especial cauce que el equipo primario varíe de lo normal. La necesidad de refinar el análisis y adaptar el factor de Lang para cada proyecto es por demás aparente.

### Métodos que usan factores multiplicadores variables

Para adaptar un estimado a las condiciones individuales, se requieren factores variables. Los siguientes elementos se identifican:

Tabla 7. FACTOR DE LANG.

TIPO DE PROCESO	FACTOR
Productos sólidos	3.10
Sólidos y fluidos	3.63
Productos fluidos	4.74

Tabla 8. FACTOR DE LANG. MODIFICADO.

TIPO DE PROCESO	FACTOR
Producción o tratamiento	2.3-4.2
Generación de servicios	1.7-2.6
Almacenamiento	2.8-4.8

Tabla 9. FACTORES DE HAND.

TIPO DE EQUIPO	FACTOR
Columnas de destilación	4
Recipientes a presión	4
Intercambiadores de calor	3.5
Hornos	2
Bombas	4
Compresores	2.5
Instrumentos	4
Misceláneos	2.5

- Entrega de equipo primario.
- Levantamiento del equipo primario.
- Instrumentación.
- Tubería subterránea.
- Tubería exterior.
- Estructuras.
- Construcciones.
- Preparaciones.
- Preparación del lugar.
- Bases.
- Instalaciones eléctricas.
- Aislamiento.
- Pintura.
- Caminos de acceso, cercas, etc.

Cada uno de esos elementos es estimado proporcionalmente al equipo primario escogiendo factores para el porcentaje que mejor corresponda al proceso.

Aproximadamente en 1949, C.H. Chilton (13) presentó algunos porcentajes de costos para varios artículos en relación al artículo primario. Esos porcentajes varían en relación a alguna característica de complejidad o nivel de experiencia de la planta. H.G. Bach, J.E. Haselbarth (28), J.M. Berck (11), H.E. Bauman (5), M.S. Peters y K.D. Timmerhaus (45) han publicado factores similares que pueden ser usados en una amplia variedad de casos.

Estos han establecido una distribución de costos que toman en cuenta el tipo de proceso a fin de determinar los costos directos, los cuales son descritos como la inversión para la unidad de producción y sus servicios asociados (tabla 10).

Es posible, entonces, seguir de esos costos directos a los costos indirectos y obtener la estructura completa de capital para una planta (tabla 11).

**Métodos adaptados a proyectos específicos.**

Un análisis crítico de la estructura de la inversión revela debilidad de los métodos que usan factores multiplicadores constantes o variables; los factores deben diferir de una planta a otra de acuerdo a lo siguiente:

- La estructura del costo de equipo primario, es decir, la importancia relativa de las diversas categorías.
- La capacidad de la unidad. Cuando la capacidad se incrementa, la inversión de equipo secundario no se incrementa proporcionalmente con el costo de equipo primario.
- La presión de operación. Cuando ésta se incrementa, el costo de equipo primario se incrementa, mientras que otros artículos no cambian o cambian muy poco.
- La naturaleza del material de construcción.

Tabla 10. DISTRIBUCION DE COSTOS DIRECTOS.

Porcentaje del equipo primario de acuerdo a la forma del equipo.

Tipo de material que figura en costos directos.	Sólidos		
	Sólido	y Fluidos	Fluidos
Entrega de equipo primario	100	100	100
Levantamiento de equipo primario	45	39	47
Instrumentación instalada	9	13	18
Tubería instalada	16	31	66
Sistema eléctrico instalado	10	10	11
Construcciones	25	29	18
Preparación del sitio	13	10	10
Servicios generales	40	55	70
Terreno	6	6	6
Inversion directa total	264	293	340



Tabla 11. DISTRIBUCION DE LA INVERSION FIJA DE CAPITAL.

Tipo de material costos directos	Proporción %		
	Capital fijo Rango	Promedio	Razón de Equipo primario
Equipo primario	20-40	22.8	100
Levantamiento de equipo	7.3-26	8.7	38
Instrumentación instalada	2.5-7	3.0	13
Tubería instalada	3.5-15	6.6	29
Sistema eléctrico instalado	2.9-9	4.1	18
Construcción	6-20	8.0	35
Preparación del sitio	1.5-5	2.3	10
Servicios generales	8.1-35	12.7	56
Terreno	1-2	1.1	5
Costos indirectos			
Ingeniería y supervisión	4-21	9.1	40
Construcción	4.8-22	10.2	45
Honorarios del contratista	1.8-22	2.1	9
Contingencias	6-18	9.3	41
Capital fijo total		100.0	439

Entre los métodos publicados acerca de las limitaciones anteriores se encuentran los de J. Clerk y J.T. Gallagher (materiales de construcción), la sección New York de la asociación americana de costos de Ingeniería (capacidad) J.H. Hirsch y E.M. Glazier (32) (materiales y capacidad), C.A. Miller (42) (complejidad y capacidad), E.M. Guthrie (24) (complejidad y capacidad); y Stanford Research Institute (materiales, complejidad y capacidad).

#### Influencia del material de construcción.

J. Clerk ha descrito un método para corregir el precio de cada tipo de equipo primario con un coeficiente basado en la relación del costo en aceros o materiales especiales y el costo de acero templado.

Las curvas muestran la variación en el costo de equipo instalado con este coeficiente. J. T. Gallagher usó este método para desarrollar un método para medir la influencia de reactivos corrosivos en la economía de un sistema.

#### La influencia de capacidad.

La sección New York de la asociación americana de costos de Ingeniería ha desarrollado un método llamado Técnica Modular de Estimación, el cual asigna costos de instalación para equipo secundario asociado (bases, estructuras, tuberías, sistema eléctrico, aislamiento y mano de obra) a cada pieza de equipo primario.

Las curvas muestran el costo de equipo asociado como una función del costo del equipo primario. Puesto que este costo ha sido determinado de acuerdo al tamaño del equipo las curvas muestran el efecto de capacidad en el equipo asociado. La distribución del costo para una planta entera puede ser obtenida reuniendo los costos para cada categoría determinada por las piezas de equipo primario; la relación capacidad-costo puede ser estudiada en esta forma. El método está limitado a:

- 1.- Los tipos de equipo mostrados por los autores (torres, tanques, intercambiadores y bombas). Hornos y compresores entre otras cosas no son manejados.
- 2.- Equipo hecho de acero al carbón.

#### La influencia de material y capacidad.

J.H. Hirsch y E.M. Glazier (32) han introducido un método basado en el desglose del factor de Lang en tres coeficientes, incluyendo costos indirectos tales como honorarios y contingencias.

Los factores son:

- Factor campo  $F_L$ , el cual cubre costos del lugar
- Factor tubería  $F_p$ , válvulas, soportes, etc.
- Factor misceláneos  $F_M$ , bases, estructuras, construcciones, instalación eléctrica, instrumentación, aislamiento, etc.

La inversión en límites de batería (I) es entonces definida por:

$$I = E (A (1 + F_l + F_p + F_n) + B + C) \quad (29)$$

Esta aproximación diferencia entre equipo para el cual el costo de instalación no es conocido, e identifica los costos adicionales resultantes del uso de acero especial para cierto equipo. Así:

A= Costo total del equipo, suponiendo enteramente acero al carbón y para el cual el costo de instalación no es exactamente conocido.

B= Costo de equipo, tal como hornos, para el cual la instalación es incluida en el precio.

C= Costo adicional de aceros especiales requeridos para algún equipo, representando la diferencia entre el costo real y el costo asumido en acero al carbón, A.

E= Coeficiente cerca a 1.4, para los costos indirectos (J.P. O'Donnell ha equipado un método para determinar este factor más precisamente).

Los coeficientes  $F_l$ ,  $F_p$  y  $F_n$ , son obtenidos por medio de relaciones empíricas entre A y el costo de intercambiadores de acero común (e), el costo de recipientes ensamblados en campo (f), el costo de bombas y motores (p) y el costo de carazas de torres (t). Cuando el valor del equipo es expresado en miles de dólares.

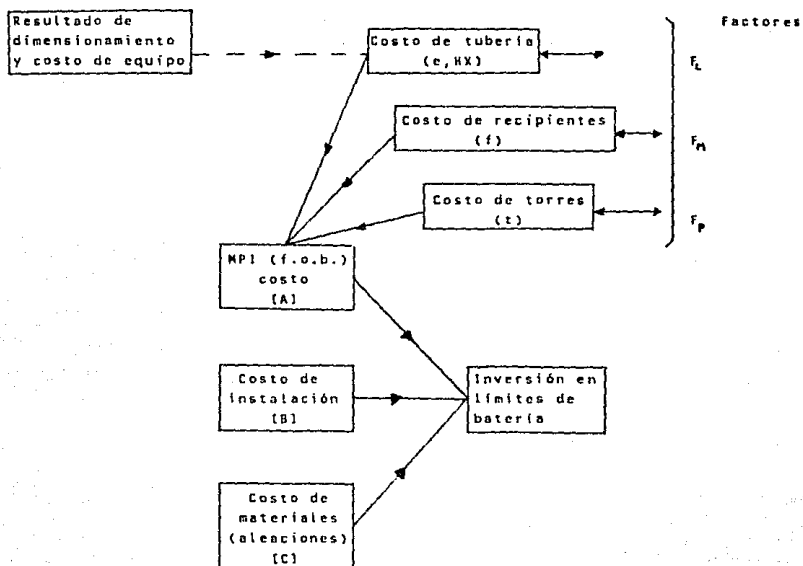


Figura 11. Método de Hirsch y Glazier para la inversión en límites de batería

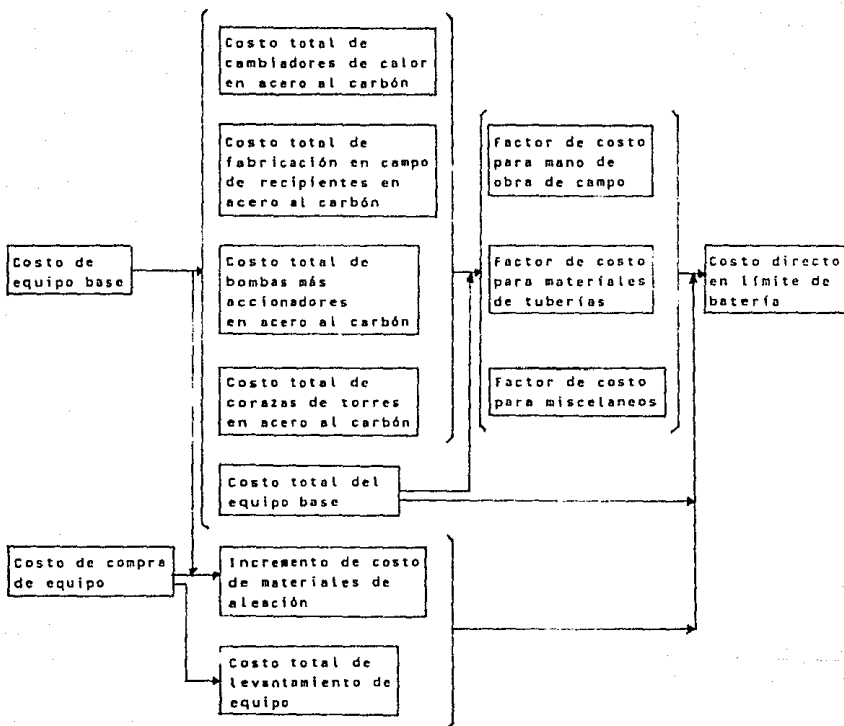


Figura 12. Método de Hirsch y Glazier para costos directos en límite de batería

$$\text{Log } F_L = 0.127 - 0.154 \text{ Log } A - 0.992 (e/A) + 0.506 (f/a) \quad (30)$$

$$\text{Log } F_p = - 0.308 - 0.014 \text{ Log } A - 0.156 (e/A) + 0.556 (p/A) \quad (31)$$

$$F_H = 0.443 + 0.033 \text{ Log } A - 1.194 (t/A) \quad (32)$$

#### Método de C.A. Miller de promedios estadísticos.

Este método consiste en determinar el costo estimado promedio de una pieza de equipo representativo del equipo primario en la planta bajo consideración. Para llegar a esto, el costo total del equipo de proceso es dividido por el número de artículos, es decir, por el número total de torres, tanques, cambiadores, bombas, compresores, hornos, etc. la instrumentación es incluida.

El costo promedio así obtenido, es característico de la complejidad y tamaño de la planta, es entonces comparado con el programa basado en la experiencia del autor y hecho para varias categorías de costo.

Una gran cantidad de porcentajes son asignados a cada categoría tanto como a cierto número de artículos que se incluyen entre los equipos que entran en la definición de unidades de límite de batería. Esos porcentajes son el resultado de cálculos estadísticos y presentan valores superiores e inferiores límites.

Dentro de esos porcentajes uno puede escoger factores para calcular el costo de:

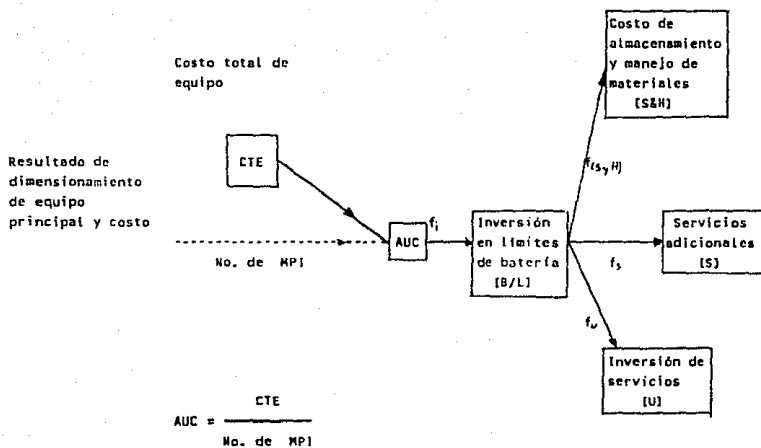
- Instalación de equipo básico.
- Bases y soportes estructurales.
- Tuberías.
- Aislamiento de equipo y tubería.
- Eléctrico.
- Instrumentación.
- Misceláneos.
- Construcción.

Cuando el costo promedio de una pieza representativa del equipo pasa del nivel inferior al superior los valores de los porcentajes y de los factores multiplicadores decrece, así que la influencia de la capacidad se toma en cuenta. Puesto que el rango en el que pueden tomarse esos factores es relativamente amplio. Miller se vio obligado a hacer este método más preciso definiendo varios casos posibles para cada componente de los límites de batería. La tabla 12 ilustra el método para bases y soportes estructurales.

Este método establece lo mismo para cada componente de los límites de batería, aunque ciertas correcciones son introducidas algunas veces.

La inversión en límites de batería puede ser calculada sumando los resultados obtenidos de los diferentes componentes. Un procedimiento para estimación de costos de servicios generales, servicios de proceso y almacenamiento es incluido. La base para





$$[FCI] = [U] + [B/L] + [S] + [S+H]$$

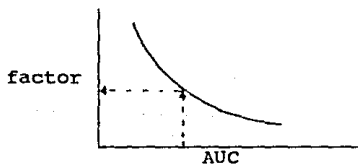


Figura 13. Método factorial de Miller

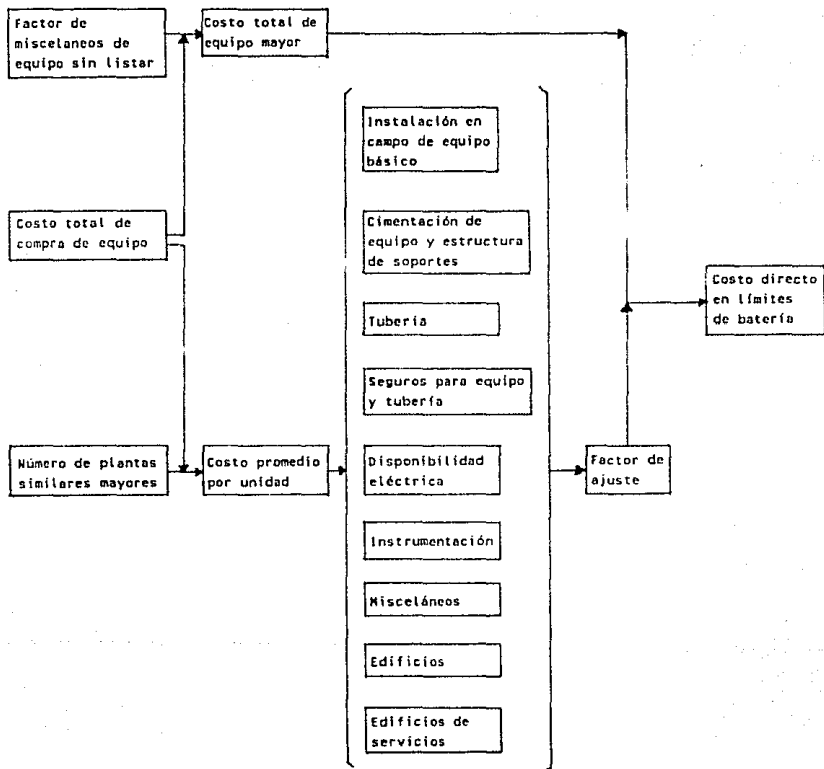


Figura 14. Método de Miller para costos directos en límite de batería

Tabla 12. FACTORES PARA RELACIONES DE COSTO DE BASES Y SOPORTES ESTRUCTURALES CON LA INVERSION DE LIMITES DE BATERIA

Costo promedio de una base. \$(1958)

	Abojo de 3000	3000 a 5000	5000 a 7000	7000 a 10000	10000 a 13000	13000 a 17000	Sobre de 17000
Alto; predominio de compresores y equipo de acero que requiere base resistente	--	--	17-12	15-10	14-9	12-8	10.5-6
Promedio: Típicos de soportes usuales en equipo de acero	--	--	12.5-7	11-6	9.5-5	8-4	7-3
Promedio: Típicos de soportes de equipo fabricado con aleaciones caras	7-3	8-3	8.5-3	7.5-3	6.5-2.5	5.5-2	4.5-1.5
Bajo; Predominio de equipo ligero que requiere bases ligeras	5-0	4-0	3-0	2.5-0	2-0	1.5-0	1-0
Piloteado y excavaciones	incrementar los valores superiores en 25-100%						

este cálculo es la inversión de límites de batería y no el equipo primario. Una distinción debe realizarse en plantas construidas en lugares desarrollados y construcciones en sitios nuevos para los cuales el costo de servicios fuera de límite de batería es mayor.

Debe recordarse que el trabajo de Miller (42) da sólo una su gerencia del potencial y de los valores extremos de los factores; en casos donde no es posible hacer una selección, él recomienda adicionar el 10% al número menor y descontar el 10% al superior.

Una de las principales ventajas de este método es que los resultados se obtienen con una precisión conocida. Pero requiere de una amplia experiencia industrial por parte de quien lo usa, limitandose así su aplicabilidad.

#### Método modular de K.M. Guthrie

Al igual que el anterior, este método cuenta con estadísticas de inversiones para un número de plantas. Siendo relativamente complejo, tomar en cuenta la composición de la lista de equipo primario, capacidad, condiciones de operación y los materiales de construcción.

#### Composición de la lista de equipo primario.

Los equipos son divididos en categorías; y los costos de instalación pueden ser calculados con factores dados para cada

categoría. Los factores pueden ser usados para calcular el costo del equipo asociado a cada categoría de equipo primario y esos costos de equipo secundario puede ser sumado para obtener el costo de la inversión total.

#### Capacidad

Su influencia es tomada en cuenta a dos niveles. Primero el autor recomienda un grupo de curvas o relaciones que proporcionan un "costo base" para cada artículo del equipo como una función de su tamaño. Segundo, análogo al método de Miller, los costos de las diferentes categorías de equipo son separados en diferentes niveles; y los factores varían de un nivel a otro.

#### Condiciones de operación.

Una corrección para el costo base del equipo primario puede ser obtenida usando factores relacionados a las condiciones de operación.

#### Material de construcción.

Factores de corrección pueden modificar el costo base el cual es generalmente establecido suponiendo que el equipo es hecho de acero al carbón.

Este método es usado para cálculos de la inversión de límites de batería también como para la inversión de servicios generales o para los costos de instalación. Guthrie distingue dos tipos

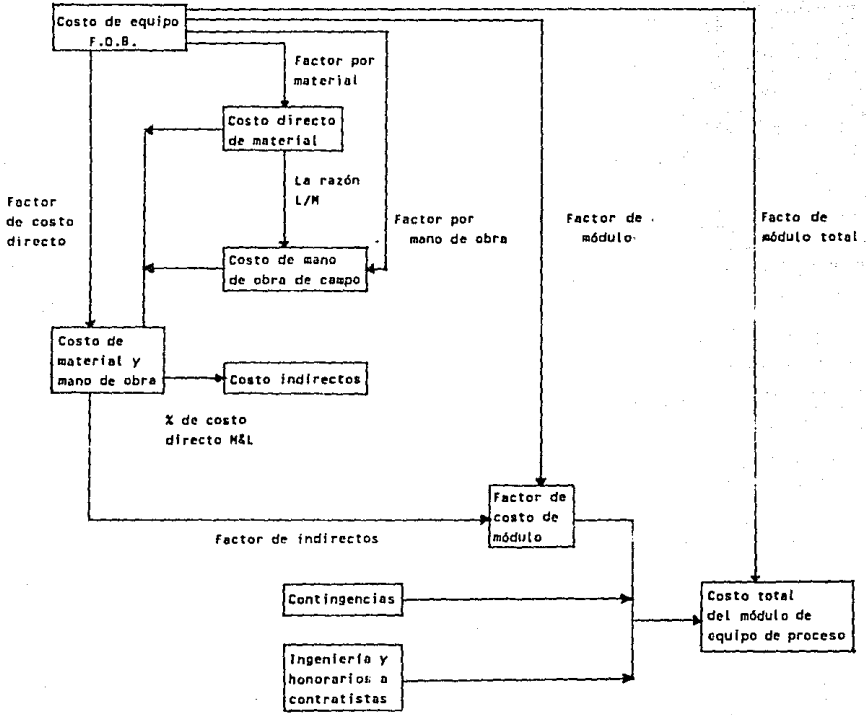
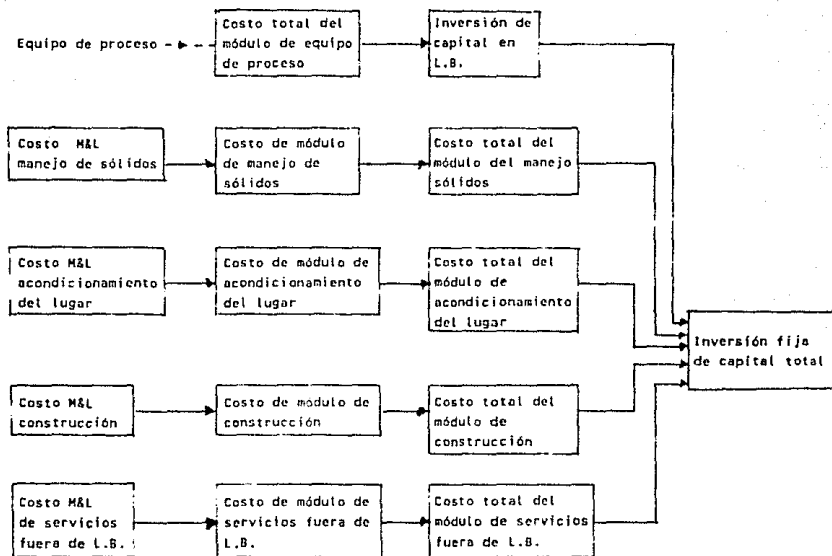


Figura 15. Método modular de Guthrie

Parte A



NOTA: I. Costo total de módulo = Costo de módulo + Contingencias y Honorarios

II. Costo de módulo = Costo de materiales y Mano de obra (M&L) (1 + factor indirecto)

Figura 15. Método modular de Guthrie

Parte B

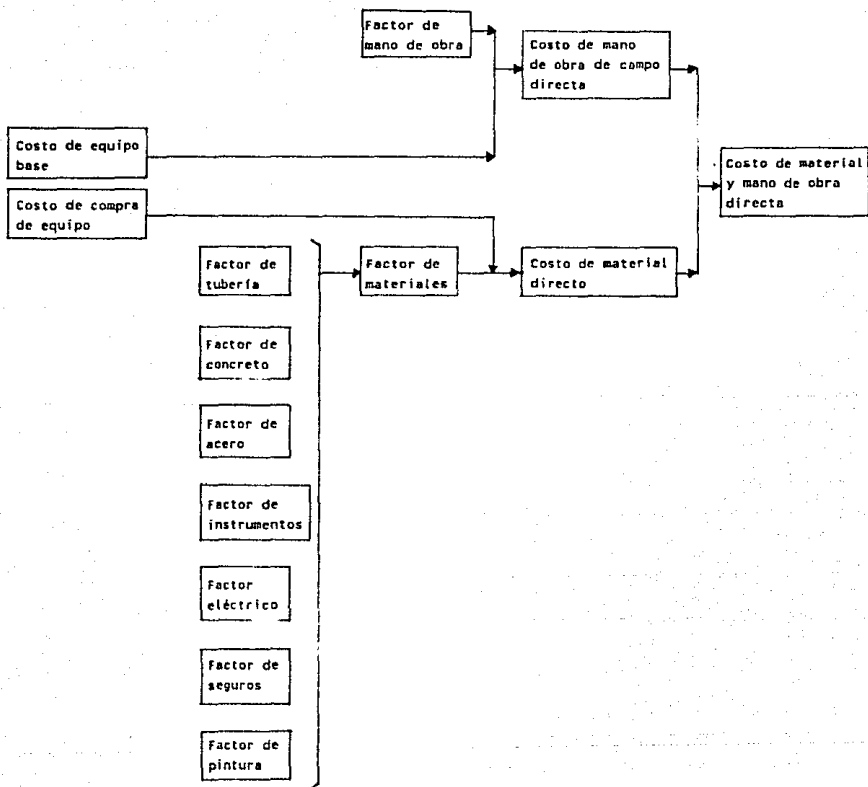


Figura 16. Método de Guthrie para los costos directos de equipo



de equipo que trata separadamente, como responsable de los costos directos e indirectos. Seis módulos constituyen la inversión total, cinco asociados con los costos directos y el sexto con los costos indirectos. Los costos directos son:

- 1.- Equipo de proceso químico, es decir, los hornos, intercambiadores, recipientes, bombas, compresores y misceláneos de equipo primario, más el equipo secundario tales como tubería, bases, estructuras, instrumentación, electricidad, aislamiento y pintura.
- 2.- Equipo que maneja sólidos, es decir, molinos, mezcladores, transportadores, secadores, evaporadores, filtros prensa, tamices y otros equipos primarios, más el equipo secundario tales como tuberías, bases, estructuras, instrumentación y electricidad.
- 3.- Preparación del sitio, es decir, la compra del terreno incluyendo honorarios del agrimensor, drenajes, excavaciones, nivelación, cloacas, estacionamientos, cercas, protecciones contra fuego y caminos de acceso.

- 4.- Construcciones industriales, es decir, oficinas administrativas, laboratorios, oficinas, enfermería, tiendas, almacenes, garages, cafetería y varias construcciones de acero.
- 5.- Servicios fuera de límite de batería, es decir, generación de vapor y electricidad y su distribución, torres de enfriamiento, combustible, sopladores y quemadores, control de contaminación, tratamiento de aguas, iluminación, sistemas de comunicación y disponibilidad para recepción y embarque.

Los cinco módulos de costos directos incluyen no sólo el costo del equipo primario y secundario sino también el costo de instalación.

El módulo para costos indirectos cubre fletes, impuestos, seguros, gastos de construcción, supervisión de campo, instalaciones temporales, construcción de equipo, etc. Depende directamente de los otros módulos, el costo indirecto total es determinado a partir del costo de instalación total. Para llevar a cabo estos cálculos, los costos directos se calculan independientemente, y los costos indirectos son derivados de su suma, la inversión total es obtenida adicionando las contingencias y honorarios de los contratistas.

Cálculo del costo esperado de un intercambiador de tubos y coraza.

El método cuenta con cálculos de costo base para cada tipo de equipo. Este costo es obtenido de un número de gráficas de costo contra capacidad para equipo de acero al carbón. Entonces una serie de correcciones mejoran el costo base obteniéndose el "costo esperado" tomando en cuenta las diferencias entre el equipo seleccionado y el usado para el costo de referencia (condiciones de operación, materiales de construcción y la variación de los índices de costos entre la fecha corriente y la fecha de referencia (1968)). Una gráfica en el artículo de Guthrie (24) muestra la siguiente relación lineal:

$$\text{Log } (\$) = 0.6122 \text{ Log } (A) - 0.9 \quad (33)$$

Donde:

\$ = Costo base del cambiador de calor FOB,  
\$ 1000. U.S.DLLS. (1968)

A = Área de intercambio de calor del equipo, ft<sup>2</sup>

Este costo base supone acero al carbón, cambiador de cabeza flotante para 150 PSIG. Del costo base, el costo esperado se calcula como sigue:

$$\text{CE} = (\text{CB}) (F_d + F_p) F_m \text{ (razón de índices)} \quad (34)$$

Donde:

CE= Costo esperado, \$ U.S.DLLS.

CB= Costo base, \$ U.S.DLLS.

$F_d, F_p$  y  $F_m$ = Coeficientes de corrección obtenidos de la tabla 13.

Cálculo del módulo de costos para intercambiadores.

El equipo es agrupado en categorías; hornos, calentadores a fuego directo, intercambiadores de tubos y coraza, enfriadores, recipientes a presión verticales y horizontales, bombas y compresores. Para cada categoría de equipo, un módulo de costo es determinado adicionando los costos para cada tipo.

El costo de equipo auxiliar es obtenido aplicando factores multiplicadores al costo base para cada categoría de equipo, aunque esos vienen generalmente de un módulo que ha sido tratado separadamente, (también, esos coeficientes varían con el monto del costo base, el cual es dividido en niveles). En el método de Guthrie los diferentes factores son agrupados en tablas que acompañan a cada curva de costo base. Para intercambiadores de tubos y coraza se obtienen de la tabla 14.

Usando tales tablas para todas las categorías de equipo normal en acero al carbón, son hechos cálculos más precisos para (1) costos directos de equipo y mano de obra incluyendo mano de obra, costos directos de campo y (2) costos indirectos. La suma de los costos directos e indirectos constituye el módulo de costo.

Tabla 13. FACTORES DE CORRECCION PARA COSTOS DE CAMBIADORES DE CALOR.

Factor de complejidad $F_d$		Factor de presión $F_p$	
Tipo de cambiador	$F_d$	Presión de diseño, psia $F_p$	
Rehervidores	1.35	Abajo de 150	0.00
Cabeza flotante	1.00	150-300	0.10
Tubo-U	0.85	300-400	0.25
Tubos fijos	0.80	400-800	0.52
		800-1000	0.55

Factor por material de construcción  $F_m$

	Superficie de intercambio de calor $ft^2$				
	Menos de 100	100 a 500	500 a 1000	1000 a 5000	5000 a 10000
(Coraza/tubo)	100	500	1000	5000	10000
CS/CS	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
CS/Latón	1.05	1.10	1.15	1.30	1.52
CS/Mo	1.60	1.75	1.82	2.15	2.50
CS/SS	1.54	1.78	2.25	2.81	3.52
CS/MO	2.00	2.30	2.50	3.10	3.75
MO/MO	3.20	3.50	3.65	4.25	4.95
CS/Ti	4.10	5.20	6.15	8.95	11.10
Ti/Ti	10.28	10.60	10.75	13.05	16.60
SS/SS	2.50	3.10	3.26	3.75	4.50

CS: Acero al carbón

MO: Monel

SS: Acero inoxidable

Ti: Titánio

Tabla 14. CALCULOS PARA EL MODULO DE COSTO: CAMBIADORES DE CALOR

Costo base (1968), \$ 100,000 U.S.DLLS.

	Abajo de 2	2-4	4-6	6-8	8-10
Costo de equipo FOB	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0
Costo de equipo auxiliar	71.4	70.5	69.9	69.5	69.3
Tubería	45.6	45.1	44.7	44.4	44.3
Concreto	5.1	5.0	5.0	5.0	5.0
Acero	3.1	3.0	3.0	3.0	3.0
Instrumentos	10.2	10.1	10.0	9.9	9.8
Eléctrico	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0
Aislamiento	4.9	4.8	4.7	4.7	4.7
Pintura	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5
Costo directo de materiales	171.4	170.5	169.9	169.5	169.3
Costo de trabajo de construcción	63.0	61.2	60.1	59.4	59.0
Instalación	55.4	54.7	54.2	53.9	53.8
Colocación de equipo	7.6	6.5	5.9	5.5	5.2
Costos directos:					
Material y mano de obra	234.4	231.7	230.0	228.9	228.3
Costos indirectos	94.7	86.8	83.9	83.5	81.0
Costo total	329.1	318.5	313.9	312.4	309.3

Finalmente, adicionando contingencias y honorarios, se obtiene el módulo de costo total.

El módulo de costo supone el uso de equipo normal. Para tomar en cuenta la complejidad del equipo, los materiales de construcción y los precios corrientes, los costos esperados para el módulo están calculados como casos individuales.

Cálculos del módulo de costos indirectos.

Los costos indirectos de construcción son calculados como:

$$CIC = (M\&L) (0.178) F_{co} F_{mo} \text{ (razón de índices)} \quad (35)$$

Donde:

CIC= Costo indirecto de construcción, \$ U.S.DLLS.

M&L= Costo directo de material y mano de obra de construcción (1968).

$F_{co}$  = Factor de corrección que depende de la razón mano de obra-material (L/M).

$F_{mo}$  = Coeficiente para el monto de M&L.

Ambos coeficientes son determinados de la tabla 15.

Los honorarios de Ingeniería son determinados como:

$$HI = (M\&L) (0.10) (F_{ce}) (F_{me}) (F_{pt}) \text{ (razón de índices)} \quad (36)$$

Donde:

HI= Honorarios de Ingeniería, \$ U.S.DLLS.

$F_{pt}$  = Coeficiente que depende del tipo de proyecto bajo consideración y es 1.4, para complejos químicos, 1.0 para plantas de proceso, 0.8 para plantas que tratan sólidos y fluidos, 0.6 para el manejo de sólidos y 0.4 para construcciones solamente.

$F_{ce}$  y  $F_{ne}$  = Coeficientes determinados a partir de la razón mano de obra-materiales y costos directos de material análogo a  $F_{co}$  y  $F_{mo}$ , usando la tabla 16.

La precisión de este método depende de la confiabilidad de las curvas para determinar el costo base del equipo; y es imposible resumir todos los costos reales para cada categoría de equipo en una simple curva y una pareja de factores de corrección. El método de Guthrie, es mejor aplicando las cotizaciones de fabricantes o costos resultantes de curvas más complejas.

#### Método de Hackney.

Este método requiere un mayor y más confiable banco de datos, es generalmente más flexible que otros métodos y permite procedimientos más elaborados de estimación.



Tabla 15. FACTORES DE CORRECCION  $F_{co}$  Y  $F_{mo}$ 

Razón de costo directo de mano de obra de construcción a costos directos de material (L/M)

$$F_{co} = 2.0 (L/M)^{0.57572}$$

Costos directos de material más mano de obra de construcción, millones \$ (1968) (M&L)

$$F_{mo} = 1.0884 (M\&L)^{-0.059}$$

Tabla 16. FACTORES DE CORRECCION  $F_{ce}$  Y  $F_{me}$ 

Razón de costos directos de mano de obra de construcción a costos directos de material (L/M)

$$F_{ce} = 0.65 (L/M)^{-0.3632}$$

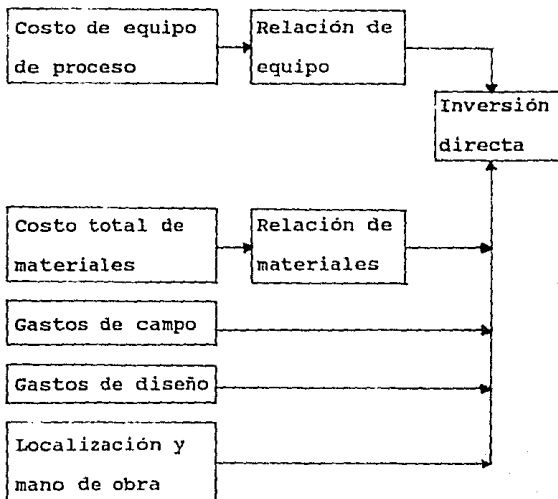
Costos directos de material más mano de obra de construcción, millones \$ (1968) (M&L)

$$F_{me} = 1.15 (M\&L)^{-0.10645}$$

La base del procedimiento de estimación es el costo de equipo principal (FOB) basada en acero al carbón.

La relación de costos es usada para generar el costo directo de la inversión.

Bosquejo de la aproximación propuesta por Hackney:



Bosquejo del procedimiento:

- 1) Costo de equipo de proceso,  $E_p = E_a + E_m$   
 Costo de equipo principal,  $E_m$   
 Costo de equipo auxiliar,  $E_a$

## 2) Costo total de material, Mt.

## I) Costo de material de equipo de proceso,

$$Me = Mp + Mw + Mi \quad (37)$$

Costo de material de tubería de proceso,

$$Mp = mp Ep. \quad (38)$$

Costo de material de instalación eléctrica,

$$Mw = mw Ep \quad (39)$$

Costo de instalación,

$$Mi = mi Ep \quad (40)$$

## II) Costo total de material de construcción,

$$Mb = Mpb + Msb \quad (41)$$

Donde: Mpb= Material de construcción de proceso,

Donde: Msb= Material de construcción de servicio,

## III) Material de distribución,

$$Md = Mde + Mds + Mdw + Mdb + Mdo + Mdp \quad (42)$$

Donde: e, s, w, b, o, p, = electricidad, vapor, agua, ductos (combustible, aire y refrigeración), materias primas y productos respectivamente.

## IV) Material de acondicionamiento,

$$My = Myt + Myr + Mys + Mym + Myo \quad (43)$$

Donde: r, s, m, o, representan vías, caminos, alcantarillas, eliminación y otras mejoras, respectivamente

Por lo que el costo total de material,

$$M_t = M_e + M_b + M_d + M_y \quad (44)$$

### 3) Costo de mano de obra de construcción, L.

La base para el estimado es la razón, mano de obra / material (horas hombres/\$ material).

Costo de mano de obra:

$$L = l \times p_i \times f_{jc} / 1.5 \times 600 / ENR \quad (45)$$

Donde: ENR es el índice.

l es la razón mano de obra/material bajo condiciones normales de trabajo.

$p_i$  = Pago efectivo promedio (\$/H) por mano de obra.

\*  $f_{jc}$  = Factor por condiciones de trabajo.

Los gastos de construcción son estimados como un porcentaje del costo de la planta.

\* El factor por condición de trabajo fué desarrollado por Hackney para tomar en cuenta el efecto de cambios en costos de mano de obra, debidos a supervisión de campo, eficiencia de trabajo, condiciones y facilidades de trabajo.

Finalmente la ecuación para la inversión total por este método es:

$$FCI = Mt + L + D + Fe \quad (46)$$

Donde:

D= Costos de diseño

Fe= Costos de campo

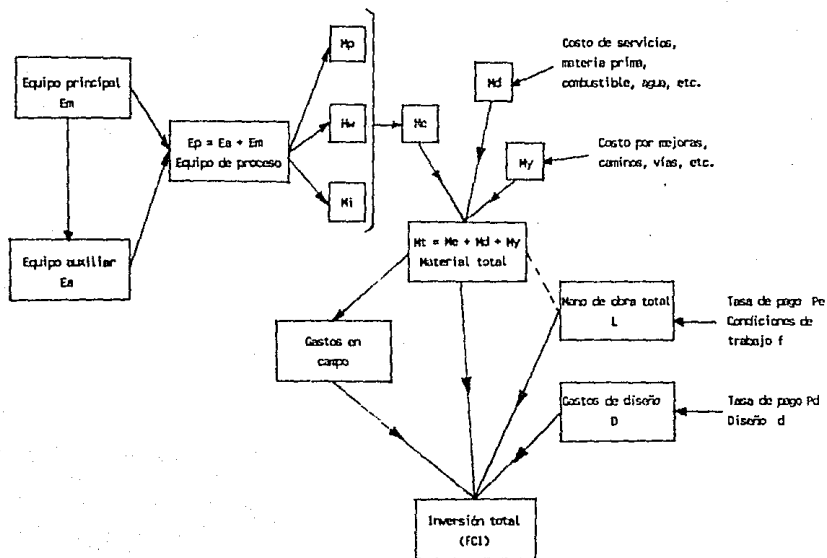


Figura 17. Método de relación de equipo de Hackney

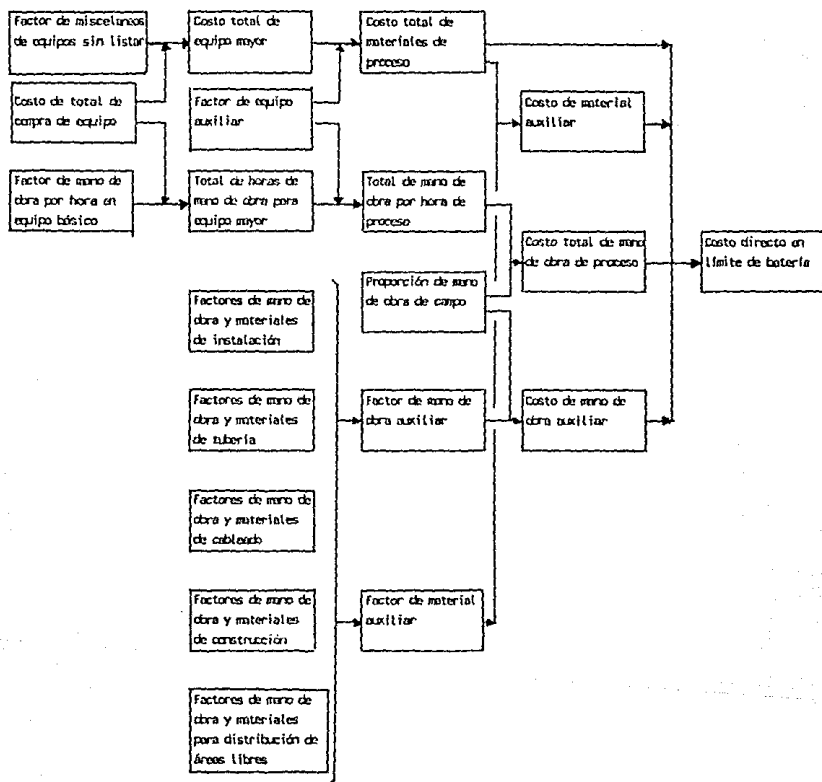


Figura 18. Método de Hackney para costos directos en límite de batería

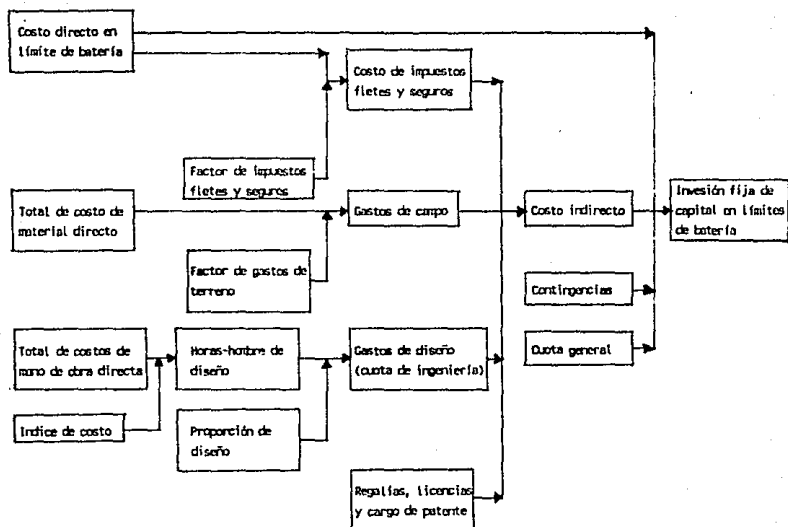


Figura 19. Método de Hackney para la inversión fija de capital en límites de batería



**C A P I T U L O   I V**

**TECNICAS DE DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPO**

## EQUIPO DE SEPARACION.

### 1. Destilación.

Un procedimiento simple consiste en establecer los datos del equilibrio liquido-vapor. Estos datos se encuentran reportados en literatura especializada, si el sistema bajo consideración no ha sido estudiado previamente, el más simple recurso es asumir comportamiento ideal representado por la ley de Raoult:

$$p_i = x_i P_i^o \quad (47)$$

y la ley de Dalton:

$$p_i = P y_i \quad (48)$$

La relación de equilibrio liquido-vapor (ELV) para cada componente en una mezcla ideal esta dada por la combinación de estas dos ecuaciones:

$$y_i/x_i = p_i/P = K_i \quad (49)$$

Donde:

$x_i$  = Composición en el líquido.

$y_i$  = Composición en el vapor.

$P_i^o$  = Presión de vapor del componente puro.

$P$  = Presión total del sistema.

$p_i$  = Presión parcial del componente.

$K_i$  = Constante de equilibrio del componente.

Aún si el sistema bajo consideración es ampliamente no ideal, el supuesto de comportamiento ideal resulta para proyección de costo de equipo dentro de límites aceptables de error. Esto puede no ser verdadero, sin embargo, para comportamientos azeotrópicos.

Las especies poco solubles entre si, (dos fases líquidas) forman azeótropos heterogéneos. Si la solubilidad y los datos de presión de vapor de los componentes puros están disponibles, la construcción del diagrama de ELV es directo: en la región donde coexisten las dos fases líquidas, cada fase está muy cerca de ser un líquido puro. Así, la presión de vapor del componente uno sobre las dos fases líquidas será aproximadamente la presión de vapor del componente uno puro, e igual para el otro componente. de esto sigue que, para cualquier presión total, la temperatura del azeótropo heterogéneo será aquella a la cual la suma de las presiones de vapor de los componentes puros sea igual a la presión total. Una vez que esto ha sido establecido, la composición del vapor en equilibrio puede ser obtenida de la Ley de Dalton. Las curvas de equilibrio en la pequeña región de fase líquida pueden ser calculadas por la Ley de Henry:

$$p_i = H x_i \quad (50)$$

Donde:

H = Constante de la Ley de Henry.

El siguiente paso en el diseño es calcular el número mínimo de platos teóricos requeridos para la separación deseada. Para sistemas binarios o sistemas que puedan ser aproximados como un sistema binario, el método gráfico de McCabe-Thiele (con flujo molar constante) es recomendable. La curva de equilibrio es construida de datos experimentales directamente, o de otro modo, si la idealidad es supuesta, el procedimiento es desarrollar una expresión analítica en términos de  $\alpha_{1,2}$ , la volatilidad relativa del componente más volátil. Por convención la curva de equilibrio es dibujada para el componente más volátil. La volatilidad relativa es definida como:

$$\alpha_{1,2} = (y_1 x_2) / (y_2 x_1) \quad (51)$$

sustituyendo la ecuación de constante de equilibrio en la anterior:

$$\alpha_{1,2} = \frac{P_1^o / P}{P_2^o / P} = \frac{P_1^o}{P_2^o} \quad (52)$$

esto es para una mezcla ideal binaria, la volatilidad relativa a cualquier temperatura es siempre la razón de presiones de vapor. Como la temperatura a lo largo de la torre no es constante, se proporciona un diseño razonablemente preciso, generando una curva de equilibrio basada en el promedio aritmético de las volatilidades relativas a las temperaturas del rehevidor y del condensador.

La expresión analítica para la curva de equilibrio para el componente más volátil se desarrolla a partir de las ecuaciones anteriores:

$$y_1 = \frac{\bar{\alpha}_{1.2} x_1}{1 + (\bar{\alpha}_{1.2} - 1) x_1} \quad (53)$$

A partir del diagrama de equilibrio se determina el número mínimo de platos teóricos directamente. Más aún, la razón de flujo mínimo externa puede ser calculada de la pendiente de la línea de reflujo mínimo interna (para un rápido diseño inicial tomar  $q = 1$ , es decir, líquido saturado en la alimentación). La pendiente de la línea interna de reflujo en la sección de rectificación  $L_R/V_R$ , es relacionada a la razón de reflujo externa  $R/D$  por:

$$R/D = \frac{1}{(L_R/V_R)^{-1} - 1} \quad (54)$$

El número de platos teóricos de diseño puede ser determinada gráficamente de acuerdo a la observación de la razón de reflujo económicamente óptima que es muchas veces de 1.2 a 1.4 la razón de reflujo mínima externa, o aproximadamente (4):

$$R/D = 1.3(R/D)_{\min} \quad (55)$$

Los valores correspondientes a  $L_R/V_R$  pueden ser calculados de la ecuación (54) y graficados para permitir la determinación

del número óptimo de platos teóricos. El proceso es tan simple que uno está tentado a caracterizar un sistema multicomponente como un sistema binario. En algunos casos esto puede ser hecho, despreciando literalmente a los componentes más ligeros y más pesados. Los componentes más ligeros (mayor volatilidad relativa que el clave ligero) pueden ser tratados como vapores inertes los cuales simplemente disminuyen la concentración en el vapor de la especie a destilar. Por otro lado, los componentes más pesados pueden ser tratados como rocas sin presión de vapor los cuales solo sirven para disminuir la concentración de la fase líquida de las especies a destilar.

Una aproximación muchas veces usada es que el número óptimo de platos teóricos es justamente dos veces el número mínimo de platos.

Para convertir los platos teóricos a platos reales a ser usados en una torre de destilación, se debe estimar una eficiencia de plato. Para propósitos preliminares de costo, una eficiencia del 50% puede ser usada. Un estimado más preciso puede ser obtenido de la correlación de O'Connell para la eficiencia de platos calculados de columnas comerciales contra el producto de la volatilidad relativa de los claves y la viscosidad en el plato de alimentación. Es importante recordar que el rehervidor equivale a una etapa teórica; así un plato teórico debe ser restado del total antes de ser corregido por la eficiencia de plato y calcu-

lar el número real de platos. Similarmente una etapa teórica debe ser restada si el condensador es un condensador parcial.

El diámetro de la columna esta basado en la máxima velocidad superficial del vapor en la columna. La velocidad permisible para la operación óptima puede ser calculada rápidamente de correlaciones dadas en varios textos de Ingeniería Química o más simplemente de reglas como son:

Escoger velocidad de vapor= 2 ft/s para destilación  
atmosférica o presiones  
moderadas.

Escoger velocidad de vapor= 6 ft/s para destilación  
al vacio.

Para estimar la altura global de la columna, usar 2 ft por espaciamiento de platos; adicionar cerca de 4 ft en el domo para el gas, 6 ft en el fondo para el líquido y el reflujo del rehervidor a los fondos.

El método de J.L. Gallagher (1963) para el dimensionamiento de torres de destilación es recomendado para uso inmediato cuando la información exacta no es disponible. Debe recordarse, sin embargo, la precisión es sacrificada por velocidad.

El método Gallagher hace cinco supuestos para simplificación:

- 1.- La alimentación está en su punto de ebullición.

- 2.- El flujo molar de líquido y vapor es constante a través de toda la torre.
- 3.- La separación es aplicada a dos componentes clave en un sistema de varios componentes.
- 4.- El cálculo del  $r_{min}$  es riguroso solo para mezclas binarias.
- 5.- El diámetro es constante en toda la torre.

#### Determinación de los platos teóricos.

El número de platos teóricos requeridos es obtenido con la ecuación de Fenske(1932) (21). El procedimiento consiste en cinco pasos:

- 1.- Escoger los componentes claves como el componente más pesado que aparece en el domo y el componente más ligero que aparece en el fondo y fijar la pureza deseada en el destilado y fondo.
- 2.- Determinar la volatilidad relativa promedio:

$$\alpha = (\alpha_D \alpha_R)^{1/2} \quad (56)$$

$$\alpha = (\alpha_D \alpha_F^2 \alpha_R)^{0.25} \quad (57)$$

Donde:

$\alpha_D$  = Volatilidad relativa en el domo.

$\alpha_R$  = Volatilidad relativa en el fondo.

$\alpha_F$  = Volatilidad relativa en la alimentación.



- 3.- Calcular el mínimo número de platos a reflujo total.

$$S_m = \frac{\log (x_1 x_2 / x_3 x_4)}{\log \alpha} \quad (58)$$

Donde:

$x_1$  = Fracción mol del componente clave ligero en el destilado.

$x_2$  = Fracción mol del componente clave pesado en el fondo.

$x_3$  = Fracción mol del clave ligero en el fondo.

$x_4$  = Fracción mol del clave pesado en el destilado.

$S_m$  = Número mínimo de platos teóricos.

- 4.- Cálculo del número mínimo de platos en la torre,  $N_m$ :

$$N_m = S_m - 1 \quad (59)$$

esta expresión corresponde al caso usual, donde el rehervidor actúa como un plato teórico. Cuando un condensador parcial actúa también como un plato teórico, la expresión es:

$$N_m = S_m - 2 \quad (60)$$

- 5.- Determinar los platos teóricos de operación,  $N_t$ , a reflujo de operación:

$$N_t = 2 N_m \quad (61)$$

### Cálculo de la razón de reflujo.

Este cálculo se lleva a cabo en dos pasos:

- 1.- Obtener el reflujo mínimo,  $R_m$ , con número infinito de platos:

$$R_m = 1 / (\alpha - 1) x_1 \quad (62)$$

Donde:

$x_1$  = Fracción mol del clave ligero en la alimentación.

La determinación del reflujo mínimo a etapas infinitas lo proporciona la ecuación de Underwood (1948) (53) la cual ha presentado una solución analítica en términos generales para el cálculo de  $R_m$ .

$$\sum_{i=1}^{NCA} \frac{x_{Ai} \alpha_{Ai}}{\alpha_{Ai} - \theta} = 1 - q \quad (63)$$

$$R_m = \left[ \frac{\sum \frac{x_{Di} \alpha_{Ai}}{\alpha_{Ai} - \theta} \right] - 1 \quad (64)$$

Donde:

$q$  = Es la relación de moles de líquido saturado en la alimentación a el total de moles de alimentación.

$x_{Ai}$  = Composición del componente  $i$  en la alimentación.

$x_{D,i}$  = Composición del componente  $i$  en el destilado.

$\alpha_{\lambda,i}$  = Volatilidad relativa del componente  $i$  en la alimentación.

$\Theta$  = Es la raíz de la ecuación (63).

El valor de  $q$  puede ser uno o cero para alimentación en su punto de ebullición y para alimentación como vapor saturado respectivamente.

La ecuación (63) se resuelve primero para  $\Theta$  y entonces la ecuación (64) se resuelve para  $R_m$ .

2.- Determinar el reflujo real asumiendo como una primera aproximación:

$$R = (1.2 \text{ a } 1.5) R_m \quad (65)$$

Tomando un promedio da:

$$R = 1.35 R_m \quad (66)$$

#### Determinación de platos de operación.

El número real de platos depende de la eficiencia global del plato, basada en la siguiente ecuación:

$$E = 63 (\alpha_{\lambda} \mu)^{-0.212} \quad (67)$$

$E$  = Eficiencia global del plato.

$\mu$  = Viscosidad de la alimentación líquida a la temperatura promedio de la torre, cP.

El número real de platos,  $N_R$ , está dado por:

$$N_R = N_t / E \quad (68)$$

Teniendo calculado el número de platos mínimo a relación de reflujo mínimo, puede ser determinado el número de platos correspondiente a relaciones de reflujo finitas.

El plato de alimentación puede ser calculado por la ecuación de Kirkbride:

$$\log \frac{m}{P} = 0.206 \log \frac{B}{D} \left( \frac{x_H}{x_L} \right)^A \left( \frac{x_{LB}}{x_{HD}} \right)^2 \quad (69)$$

Donde:

$m$  = Platos de enriquecimiento.

$P$  = Platos de agotamiento.

$B$  = Cantidad de fondos.

$D$  = Cantidad de destilado.

$x_H$  = Componente clave pesado.

$x_L$  = Componente clave ligero.

$x_{LB}$  = Componente clave ligero en el fondo.

$x_{HD}$  = Componente clave pesado en el domo.

La carga de vapor en la torre es obtenida en la siguiente expresión:

$$V = D (1 + R) \frac{22.4}{3,600} \frac{T}{273} \frac{1}{P} \quad (70)$$

o de la expresión:

$$V = 2.279 \times 10^{-5} D (1 + R) T / P \quad (71)$$

Donde:

V= Carga de vapor, m<sup>3</sup>/s.

D= Flujo de destilado, Kmol/h.

T= Temperatura del vapor, °K.

P= Presión del vapor, Bar.

Este cálculo puede ser hecho a condiciones del domo o del fondo, el flujo molar se considera el mismo. Puesto que el diámetro de la columna se asume constante, las condiciones del domo, donde el peso molecular es menor, usualmente llevarán a un volumen de vapor mayor, y así calcular el diámetro de la columna.

Determinación del diámetro de la torre.

Este cálculo se llevará a cabo en los siguientes pasos (4):

1.- Determinar la densidad del vapor en el domo y fondo.

$$d_v = 12.19 MP/T \quad (72)$$

Donde:

M= Peso molecular promedio del vapor.

d<sub>v</sub>= Densidad del vapor, Kg/m<sup>3</sup>

T= Temperatura del vapor, °K.

P= Presión del vapor, Bar.

- 2.- Determinar la densidad del líquido en el domo y fondo.
- 3.- Escoger el espaciamiento de los platos. Los platos son asumidos para estar en tres espaciamientos, cada una de las cuales tiene su constante para cálculos de dimensionamiento, como sigue:

Espaciamiento	Constante C'
12 pulgs.	0.0229
18 pulgs.	0.0427
24 pulgs.	0.0537

En la práctica, un espaciamiento de 18 pulgs. es usualmente adoptado para un diámetro de 1.5 m, y un espaciamiento de 24 pulgs. es adoptado para diámetros de 1.5 a 6 m.

- 4.- Determinar el diámetro de la torre. Este cálculo es hecho con la siguiente ecuación:

$$D'_m = \left( \frac{4V}{C' d_i/dv - 1} \right)^{1/2} \quad (73)$$

Donde:

$D'_m$  = Diámetro de la torre, m.

$V$  = Carga máxima de vapor, m/s.

$d_i$  = Densidad efectiva del líquido,  $\text{Kg/m}^3$ .

$\rho_v$  = Densidad efectiva del vapor, Kg/m<sup>3</sup>.

$C'$  = Constante de espaciamento de plato.

#### Determinación de la altura de la torre.

Las siguientes dimensiones y características pueden ser asumidas para una primera aproximación (4):

- 1.- La distancia entre el domo y el plato superior es 1 m.
- 2.- La distancia entre el fondo y el plato inferior es de 2 a 3 m.
- 3.- El espacio vertical ocupado por los platos es el espaciamento de 1 plato por el número de platos.
- 4.- Un manhole requiere espacio equivalente de un plato.

En el sistema se utiliza la relación de Souder y Brown (1934) (50) para el cálculo del diámetro de la columna, la relación es la siguiente:

$$V_{max} = K_v (\rho_v (\rho_l - \rho_v))^{\frac{1}{2}} \quad (74)$$

Donde:

$V_{max}$  = Velocidad másica de vapor máxima.

$K_v$  = Constante que está en función al líquido de oposición para columnas de capuchas de burbujeo y del espaciamento de platos y de la tensión superficial del líquido para columnas de platos perforados.

$\rho_v$  = Densidad del vapor.

$\rho_l$  = Densidad del líquido.

Posteriormente calcula el área de flujo con la siguiente relación:

$$\text{Area} = G \text{ FMW} / V_{\text{max}} \quad (75)$$

Donde:

FMW= Peso molecular promedio en la alimentación.

$$G = D (R + 1)$$

Donde:

D= Cantidad de destilado.

R= Relación de reflujo real.

Para despues calcular el diámetro con la ecuación:

$$\text{Diam} = (\text{Area}/0.785)^{1/2} \quad (76)$$

El procedimiento es iterativo, primeramente se elige un espaciamiento de platos posteriormente se obtiene la constante  $K_v$ , despues se calcula  $V_{\text{max}}$  y el área, una vez que se cuenta con el valor del diámetro se verifica si el espaciamiento de platos queda en un diámetro de columna aceptable, sino es así, se selecciona otro espaciamiento de plato y se repite el cálculo.

Los valores de la constante  $K_v$  y los del espaciamiento de platos con respecto al diámetro de la columna se encuentran reportados en el trabajo de Souder y Brown (1934)(50).



## Absorción.

El método recomendado está basado en la ecuación simplificada de Kremser-Brown (1960). La absorción del componente  $i$  de un gas que contiene varios otros componentes está dada por la relación:

$$\left[ \frac{Y_i^{n+1} - Y_i^1}{Y_i^{n+1}} \right]_i = \left[ \frac{A_i^{n+1} - A_i}{A_i^{n+1} - 1} \right]_i \quad (77)$$

Donde:

- $A_i$  = Factor de absorción del componente  $k$ , ó L/GK.
- $G$  = Moles de gas entrando a la columna.
- $K_i$  = Constante de equilibrio del componente  $i$  a la temperatura y presión promedio del absorbedor.
- $L$  = Moles de líquido entrando en la columna.
- $Y_i^{n+1}$  = Fracción mol del componente  $i$  en el gas entrando al absorbedor.
- $Y_i^1$  = Fracción mol del componente  $i$  en el gas saliendo del absorbedor.
- $n$  = Número de platos teóricos de absorción.

El agotamiento del componente  $i$  de un líquido conteniendo varios otros componentes está dado por la relación:

$$\left[ \frac{x_i^0 - x_i^m}{x_i^0} \right]_i = \left[ \frac{S_i^{m+1} - S_i}{S_i^{m+1} - 1} \right]_i \quad (78)$$

Donde:

$S_i$  = Factor de agotamiento del compuesto  $i$ , ó  $GK_i/L$ .

$x_i^0$  = Fracción mol del componente  $i$  en la entrada del domo del agotador.

$m$  = Número de platos teóricos de agotamiento.

Aplicación de absorción.

Cálculo de cargas de líquido y vapor.

Usualmente el flujo de gas,  $G$ , y la composición deseada de las entradas y salidas del absorbedor han sido fijadas por el balance de material. Estos cálculos pueden ser hechos en cinco pasos:

- 1.- Escoger un componente clave,  $i$ , el cual puede ser un producto ó el componente más pesado en la salida del absorbedor, para este componente calcular la recuperación fraccional,  $R_i$ , como:

$$R_i = \left[ \frac{y^{n+1} - y^1}{y^{n+1}} \right]_i \quad (79)$$

- 2.- Calcular la razón molar mínima de absorbente a gas,  $(L/G)_m$  como:

$$(L/G)_m = R_i K_i \quad (80)$$

- 3.- Escoger una razón de operación absorbente a gas,  $(L/G)_o$ , como:

$$(L/G)_o = 1.2 \text{ a } 1.3 (L/G)_m \quad (81)$$

y calcular la proporción de absorbente de operación,  $L_o$ , por ej.:

$$L_o = 1.25 G_o (L/G)_m \quad (82)$$

- 4.- De cartas o tablas de equilibrio (Ctes.), encontrar las temperaturas y presión promedio en el absorbedor, obtener la constante de equilibrio  $K$ , para el componente  $i$  y calcular el factor de absorción  $A$ :

$$A = L_o / GK \quad (83)$$

- 5.- Determinar el número de platos teóricos de la figura 20.
- 6.- Con  $L$ ,  $G$ , y  $n$  fijos por el componente clave, es posible calcular  $A$ ,  $R$ , y  $Y$  para los otros componentes. Estos cálculos verifican el balance de material. Si las discrepancias entre el balance dado y el calculado son excesivas, la variable primaria debe ser modificada y el cálculo repetido.

## Dimensionamiento del absorbedor.

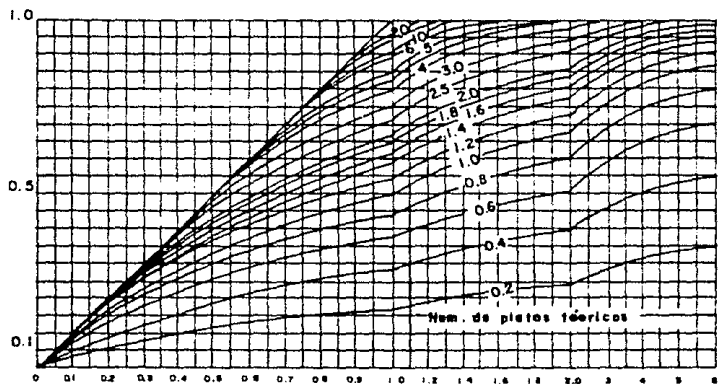
La eficiencia de los platos es obtenida de la figura 21 y usada para convertir los platos teóricos,  $n$ , a platos reales. El diámetro y altura del absorbedor son calculados similarmente a la torre de destilación, descritas anteriormente.

## Aplicación a agotadores.

Calcular las cargas de líquido y vapor de la torre en los cinco pasos del procedimiento utilizado en absorción. El número de platos de agotamiento,  $m$ , se obtiene de la figura 20. La composición del líquido agotado es calculado de acuerdo a lo siguiente:

Comp.	Comp. liq. $(x^0)_j$	$K_j$	$S_j = \frac{GK_j}{L} = S_i \frac{k_j}{k_i}$	$E_j = \frac{x^0 - x^m}{x^0}$	$(x^0 - x^m)_j$ moles agotados	$x_m$ moles no agotados
1	-	-	-	-	-	-
2	-	-	-	-	-	-
•	-	-	-	-	-	-
•	-	-	-	-	-	-
i	-	$K_i$	$S_i$	$E_i$	-	-
•	-	-	-	-	-	-
•	-	-	-	-	-	-
j	-	$K_j$	$S_j$	$E_j$	-	-
Total	1					

Razón de absorción  
o agotamiento



Factores de agotamiento y  
absorción

Figura 20. Determinación de factores de absorción y agotamiento.

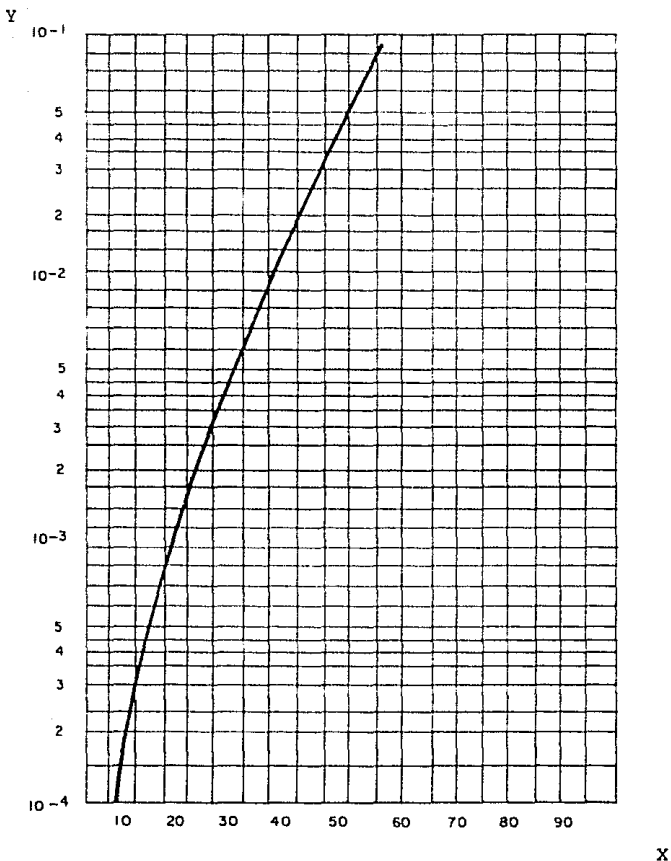


Figura 21. Correlación de O'Connell para la eficiencia de platos.

x = Eficiencia (%)

$$y = \frac{\text{densidad del absorbente, g/cm}^3}{(^{\circ}\text{K})(\text{mol. peso del absorbente})(\text{viscosidad del absorbente, cp})}$$

Donde:

$E$  = Análogo a  $R$ , es la extracción fraccional de componentes del líquido.

$(G/L)_m$  = Análogo a  $(L/G)_m$ , es la razón mínima de gas a líquido y es igual a  $(E_1/K_1)$ .

Con las cargas determinadas, la torre es dimensionada como las torres de absorción y destilación.

**Dimensionamiento de torres empacadas.**

La altura del empaque en un contacto a contracorriente, puede muy convenientemente ser calculado de la expresión:

$$Z = N_{O_c} H_{O_c} \quad (84)$$

Donde:

$Z$  = Altura total de la zona de contacto.

$N_{O_c}$  = Número de unidades completas de transferencia.

$H_{O_c}$  = Altura de una unidad completa de transferencia.

El número de unidades de transferencia depende sobre todo de la separación requerida, siendo necesarias más unidades para una separación difícil que para una simple. Métodos detallados de determinación del valor de  $N_{O_c}$  se encuentran en un número de excelentes textos y todos se basan sobre la definición original de Chilton y Colburn quienes definieron el número de unidades completas de transferencia como:

$$NO_g = \int_{y_1}^{y_2} \left( \frac{dy}{y - y_e} \right) + \frac{1}{2} \ln \left( \frac{1 - y_1}{1 - y_2} \right) \quad (85)$$

Donde:

$(y - y_e)$  = Fuerza impulsora en la fase gas para un valor particular de  $y$ . Para el caso de un gas diluido el segundo término es generalmente despreciable.

De manera análoga, el número de unidades de transferencia completas de la fase líquida  $NO_l$  puede ser definida como:

$$NO_l = \int \frac{dx}{x_e - x} \quad (86)$$

La ecuación (86) puede ser convenientemente resuelta por integración gráfica.

Para el caso especial de soluciones diluidas donde ambas líneas, la de operación y la de equilibrio se linealizan, es decir,  $y_e = m x$ , y el licor de entrada está libre de soluto, con esto puede ser demostrado que el número de unidades completas de transferencia está dado por:

$$NO_g = \frac{1}{1 - \lambda} \ln (1 - \lambda) \frac{y_1}{y_2} + \lambda \quad (87)$$

$$\lambda = mG_m / L_m = y_{e1} / (y_1 - y_2) \quad (88)$$



Donde:

$Y_{e1}$  = Es el valor de  $y$  en equilibrio con  $x_1$ .

Para problemas que involucran operaciones de desorción, el uso de  $No_L$  es generalmente más conveniente. La ecuación para el  $No_L$  está dada por:

$$No_L = \frac{1}{1 - 1/\lambda} \ln (1 - 1/\lambda) \frac{x_1 - x_{e2}}{x_2 - x_{e2}} + \frac{1}{\lambda} \quad (89)$$

Colburn ha sugerido que el rango económico de  $\lambda$  es 0.7 a 0.8.

La altura de una unidad de transferencia completa,  $Ho_G$ , esta definida por la ecuación:

$$Ho_G = Gm / K_G a \cdot P \quad (90)$$

$$Ho_L = Lm / K_L a \cdot \rho_l \quad (91)$$

Donde:

$Lm, Gm$  = Flux molar de liquido y gas.

$P$  = Presión promedio de la columna.

$K_G a$  = Coeficiente total.

$K_L a$  = Coeficiente total.

$\rho_l$  = Densidad del liquido

Si la fuerza impulsora es tomada sobre la película de gas solamente, la altura de una unidad de transferencia de película de gas  $H_G$  se obtiene:

$$H_g = G_m / K_g a \cdot P \quad (92)$$

Similarmente para la película de líquido:

$$H_l = L_m / K_l a \cdot P \quad (93)$$

Donde:

$K_g a$ ,  $K_l a$  = Son coeficientes pero ahora referidos a los coeficientes de película.

Puede ser demostrado que el coeficiente individual de película y la altura de la unidad de transferencia completa se relacionan por las ecuaciones:

$$H_{O_g} = H_g + H_l \quad (94)$$

$$H_{O_l} = L_m + H_g / \lambda \quad (95)$$

Donde:

$\lambda = mG_m / L_m =$  Pendiente de la línea de equilibrio/  
pendiente de la línea de operación.

El análisis anterior es muy usado donde hay esencialmente solo un componente en el soluto. Sistemas de absorción multicomponente se manejan mejor al calcular el número de platos equivalentes y entonces convertirlos a unidades de transferencia. La altura equivalente de un plato teórico (HETP) se obtiene generalmente de prueba de datos sobre el sistema en particular y es completamente empírico. La relación entre HETP Y  $H_{O_g}$  esta dada por la

ecuación (96) y la relación entre el número de unidades de transferencia,  $No_G$ , y el número de platos teóricos,  $N$ , por la ecuación (97).

$$Ho_G = HETP (\lambda - 1) \ln \quad (96)$$

$$No_G = N (\log_e \lambda) / (\lambda - 1) \quad (97)$$

Estas ecuaciones aplican estrictamente sólo cuando ambas líneas la de operación y la de equilibrio son rectas, aunque sistemas con líneas de operación y equilibrio curvas pueden ser tratadas dividiendo la columna en secciones de tal forma que cada sección se aproxime a la condición de la línea recta. En el caso especial donde ambas líneas son rectas y paralelas,  $Ho_G = HETP$ .

#### Cálculo del diámetro de torres empacadas.

La caída de presión, de la cual depende el tipo de empaque, afecta la máxima capacidad que puede ser alcanzada sin inundar la torre. El diámetro es calculado para una caída de presión que corresponde al 70-80% de inundación. La carga de inundación es obtenida de la figura 22 la cual muestra la relación entre:

$$\frac{U^2}{g} \frac{a}{\epsilon^3} \frac{\rho_G}{\rho_L} \frac{0.2}{L} \quad (98)$$

$$L/G \sqrt{\rho_G / \rho_L} \quad (99)$$

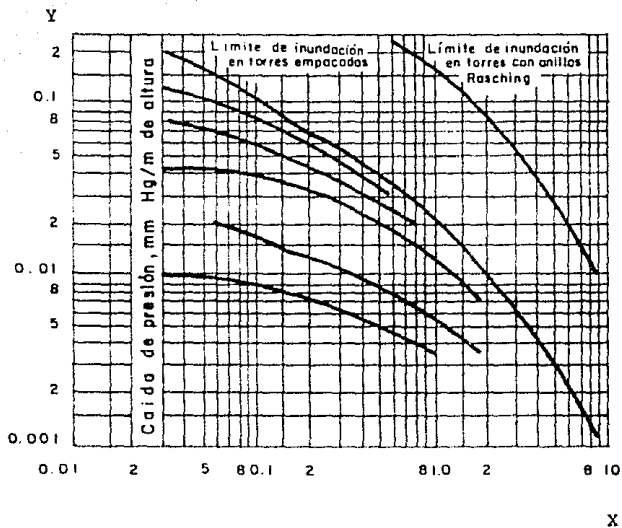


Figura 22. Límite de inundación y caída de presión en torres empacadas.

$$X = \frac{L}{G} \left( \frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{1/2}$$

$$Y = \frac{U^2}{g} \frac{a}{\epsilon^3} \frac{\rho_G}{\rho_L} \mu_L^{0.2}$$

De acuerdo a cada una de las curvas, las cuales representan una caída de presión dada,  $P$ , es calculada como:

$$P = \alpha (10^{\beta L}) G^2 / \rho_g \quad (100)$$

Donde:

$G$  = Flujo de gas por unidad de sección de cruce en la columna,  $\text{Kg}/\text{m}^2\text{s}$ .

$L$  = Flujo del líquido por unidad de cruce en la torre,  $\text{Kg}/\text{ms}$ .

$\rho_g$  = Densidad del gas,  $\text{Kg}/\text{m}^3$ .

$\rho_l$  = Densidad del líquido,  $\text{Kg}/\text{m}^3$

$\mu_l$  = Viscosidad del líquido,  $\text{cP}$ .

$g$  = Aceleración debida a la gravedad,  $9.81 \text{ m}/\text{s}^2$ .

$U$  = Velocidad superficial del gas dentro de la columna,  $\text{m}/\text{s}$ .

$P$  = Caída de presión,  $\text{mmHg}/\text{m}$  de altura de empaque.

$D'$  = Diámetro de la columna,  $\text{m}$ .

$a$  = Superficie específica de empaque,  $\text{m}^2/\text{m}^3$ .

$\epsilon$  = Fracción de huecos del empaque.

$\alpha$  y  $\beta$  = Coeficientes característicos del empaque.

Primero, escoger una curva en la figura 22 para representar las condiciones de diseño. Las densidades de gas y líquido pueden ser obtenidas de los cálculos de las cargas. Aunque  $L$  o  $G$  no son conocidas, la razón  $L/G$  es conocida de los cálculos de las

cargas, con ésto y la caída de presión es suficiente para obtener U. Subsecuentemente G puede ser aproximada por:

$$G = PFV U \rho_g \quad (101)$$

Donde:

PFV= Porcentage de la velocidad superficial del gas.

Este valor de G, más la cantidad de Kg. por segundo de gas fluyendo, Q, puede ser usado para calcular el diámetro de la torre D', de la relación:

$$D' = (4 Q / \sqrt{G})^{1/2} \quad (102)$$

Finalmente, el valor calculado de G puede ser usado en la ecuación de caída de presión y checar la curva de caída de presión de la figura 22 al inicio del cálculo; el cálculo se repite hasta que el valor asumido y calculado tengan una variación mínima.

**Determinación de la altura del empaque.**

Asumir que la altura equivalente de un plato teórico (HETP) es un diámetro de torre para diámetros de torres menores de 1 m, y dos diámetros de torre para diámetros de torres entre 1 y 2 m.

**Determinación de la altura de torres empacadas.**

Asumir que la altura del lecho de empaque esta limitada:

- 1.- 3 metros para diámetros de torres menores de 1 m.
- 2.- 4.5 metros para diámetros mayores de 4 m.

Un plato de soporte es necesario para cada lecho de empaque. Ese plato de soporte puede ser fijado como un plato perforado de 5 mm de espesor, como una primera prueba. También un plato distribuidor es necesario sobre el lecho empacado. El espaciamiento entre cada lecho de empaque generalmente es de 0.5 a 1 m.

Las técnicas de diseño para absorbedores y agotadores se encuentran en el sistema bajo el nombre de SORBER y DESORBER.

## EQUIPO DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

## 1.- Cambiadores de calor.

La relación básica para todo cálculo de velocidades de transferencia de calor es:

$$Q = U_D A \Delta T_m \quad (103)$$

Donde:

$Q$  = Cantidad de calor transferida por unidad de tiempo.

$U_D$  = Valor de diseño del coeficiente total de transferencia de calor.

$A$  = Area disponible para transferencia de calor.

$\Delta T_m$  = Media logarítmica de la diferencia de temperaturas.

El coeficiente total es el recíproco de la resistencia total para la transferencia de calor ( $R = 1/U_D$ ), y en el caso de unidades de tubos y coraza, ésta está compuesta de cinco componentes:

$r$  = La película de fluido sobre el exterior del tubo.

$r_{do}$  = Basura o incrustación sobre el exterior del tubo.



$r_m$  = Pared del tubo.

$r_{di}$  = Basura o incrustación en el interior del tubo.

$r_i$  = La película de fluido en el interior del tubo.

Por lo tanto, basando toda la resistencia interna en el diámetro exterior:

$$R = r_o + r_{do} + r_{di} (D_o/D_i) + r_i (D_o/D_i) \quad (104)$$

Donde:

$r_m$  = La cual es generalmente despreciable, es omitida.

$D_o$  = Diámetro exterior del tubo.

$D_i$  = Diámetro interior del tubo.

Similarmente el coeficiente de diseño total esta dado por:

$$(1/U_p) = (1/h_o) + (1/h_{do}) + (1/h_{di}) (D_o/D_i) + (1/h_i) (D_o/D_i) \quad (105)$$

Donde:

Nuevamente toda la resistencia interna se basa en el diámetro exterior.

Un coeficiente total adicional puede ser definido, el coeficiente limpio,  $U_c$ , en el cual la resistencia por incrustación es omitida. Esto es:

$$(1/U_c) = (1/h_o) + (1/h_{i_o})$$

$$U_c = (h_{i_o} h_o) / (h_{i_o} + h_o) \quad (106)$$

Donde:

$h_{i_o}$  = Coeficiente de película interno basado en el diámetro exterior:

$$h_{i_o} = (k \cdot D_o) / D_i \quad (107)$$

El cálculo de ambos, el valor de diseño y el limpio del coeficiente total en estos términos requiere un conocimiento de los coeficientes de película, junto con un estimado de la probable resistencia por incrustación. Los valores típicos de la resistencia térmica de depósitos de incrustación ( $r_{d_o}$ ,  $r_{d_i}$ ) pueden ser encontrados en la literatura.

La forma exacta de la correlación del coeficiente de película depende del régimen de flujo del fluido en el sistema, definido por el número de Reynolds,  $Re$ , por:

$$Re = DG/\mu \quad (108)$$

Donde:

$D$  = Diámetro interno del tubo.

$G$  = Flux másico del fluido.

$\mu$  = Viscosidad del fluido a la temperatura de la película.

Cuando  $Re < 2100$  el fluido es laminar, y cuando  $Re > 10^4$  el flujo es turbulento. Teniendo resuelto cual es el regimen de flujo predominante, la siguiente correlación puede ser usada para evaluar el coeficiente de película:

i) Dentro de los tubos.

Para flujo laminar, la relación de Sieder y Tate (1936) (49) puede ser usada:

$$(h_i D / K) = 1.86 (DG_t / \mu) (C_p \mu / K) (D / L)^{0.33} (\mu / \mu_w)^{0.14} \quad (109)$$

Para flujo turbulento:

$$(h_i D / K) = 0.027 (DG_t / \mu)^{0.8} (C_p \mu / K) (\mu / \mu_w)^{0.14} \quad (110)$$

Donde:

$h_i$  = Coeficiente de transferencia de calor por dentro de los tubos.

$D$  = Diámetro interno del tubo.

$K$  = Conductividad térmica.

$G_t$  = Velocidad másica por dentro de los tubos.

$\mu_w$  = Viscosidad a la temperatura de la pared del tubo.

$L$  = Longitud del tubo.

$C_p$  = Calor específico.

ii) Por el lado de la coraza.

Para el coeficiente de película por el lado de la coraza, Kern (1950) (34) recomienda:

$$(h_o D_e / K) = 0.36 (D_e G_s / \mu)^{0.55} (C_p \mu / K)^{0.33} (\mu / \mu_w)^{0.14} \quad (111)$$

En esta correlación,  $h_o$  es el coeficiente de transferencia de calor por fuera de los tubos,  $D_e$  es el diámetro equivalente medio, el cual se define como  $D_e = 4(\text{área libre})/(\text{perímetro mojado})$  y valores típicos de varios arreglos de tubos se encuentran en la literatura,  $G_s$  es la velocidad másica del fluido en el lado de la coraza y está dado por:

$$G_s = \dot{m}_s / a_s \quad (112)$$

Donde:

$\dot{m}_s$  = Flujo másico del fluido.

$a_s$  = Área transversal del flujo.

El área transversal del flujo se define como:

$$a_s = (D_s B y) / (P_t \quad 144) \quad (113)$$

Donde:

$D_s$  = Diámetro interior de la coraza.

$B$  = Espaciado de bafles.

y= Espaciado libre entre tubos.

$P_t$  = Pitch de los tubos.

Es entonces posible, para una configuración dada y un conjunto de condiciones de operación, calcular  $h_o$  y  $h_{i_o}$  de las ecuaciones (111) y cualquiera de las dos (109) ó (110), y de aquí el valor de  $U_c$  de la ecuación (106). La adición de el adecuado valor de la resistencia por incrustación permite el cálculo del coeficiente total de diseño  $U_o$  por medio de la ecuación (105).

Con el valor real de  $U_o$  ya obtenido se calcula la resistencia por incrustación de la ecuación siguiente:

$$R_d = (U_c - U_o) / (U_c U_o) \quad (114)$$

Si este es más grande en exceso que la suma de los valores apropiados de  $r_{d_o}$  y  $r_{d_i}$ , entonces la operación de la unidad es inadecuada.

El segundo término en la ecuación (103), el área disponible para la transferencia de calor, se basa en el diámetro exterior de los tubos y esta dada por:

$$A = (\text{Número de tubos}) (\text{longitud de tubo}) (\text{superficie externa por unidad de longitud de tubos})$$

El tercer término en la ecuación (103) es la fuerza impulsora de la transferencia de calor, es decir, la diferencia de temperaturas:

$$\Delta T_m = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln((T_1 - t_2)/(T_2 - t_1))} \quad (115)$$

Donde:

$T_1$  = Temperatura del fluido caliente en la entrada.

$T_2$  = Temperatura del fluido caliente en la salida.

$t_1$  = Temperatura del fluido frio en la entrada.

$t_2$  = Temperatura del fluido frio en la salida.

La ecuación (115) aplica solamente cuando existe verdadero flujo a contracorriente, y por lo tanto ésta es inaplicable a cambiadores de calor multipasos en el cual el fluido por el lado de la coraza continuamente pasa cruzando el haz de tubos. Para usar la ecuación (103), por lo tanto, la ecuación (115) se multiplica por un factor F que tiene en cuenta la desviación del verdadero flujo a contracorriente.

Este esta dado por:

$$F = \frac{(R^2 + 1)^{1/2} \ln((1 - P)/(1 - RP))}{(R - 1) \ln \frac{2 - P(R + 1 - (R^2 + 1)^{1/2})}{2 - P(R + 1 + (R^2 + 1)^{1/2})}} \quad (116)$$

Donde:

$$R = (T_1 - T_2)/(t_2 - t_1) \quad (117)$$

$$P = (t_2 - t_1)/(T_1 - t_1) \quad (118)$$

La ecuación (116) hace la suposición que el cambiador está perfectamente aislado, y que el coeficiente total, las velocidades másicas y el calor específico permanecen constantes. Cuando el factor F es menor de 0.75 el uso del cambiador de calor no es recomendado y debe escogerse un arreglo alternativo.

En cálculos de coeficientes de película, las propiedades físicas del fluido se requieren a la temperatura de la película; éstas cambian como el fluido pasa a través del cambiador y las temperaturas promedio del fluido deben ser obtenidas a partir de las siguientes ecuaciones:

Para el fluido caliente:

$$T_A = T_2 + F_c (T_1 - T_2) \quad (119)$$

Para el fluido frío:

$$t_A = t_1 + F_c (t_2 - t_1) \quad (120)$$

Donde:

$F_c$  = Fracción calórica, valores que están disponibles en Kern (1950) (34).

Esto es propuesto por la necesidad de calcular la temperatura de la pared del tubo, especialmente donde la diferencia de temperatura es grande o el calor sensible del material se involucra y esto está dado por las ecuaciones siguientes:

Para el fluido caliente en los tubos:

$$t_w = t_A + (h_{i_o} / (h_{i_o} + h_o)) (T_A - t_A) = t_A - (h_o / (h_{i_o} + h_o)) (T_A - t_A) \quad (121)$$

Para el fluido caliente en la coraza:

$$t_w = t_A + (h_o / (h_{i_o} + h_o)) (T_A - t_A) = T_A - (h_{i_o} / (h_{i_o} + h_o)) (T_A - t_A) \quad (122)$$

En flujo paralelo y cambiadores a contracorriente,  $(T_2 - t_2)$  es llamado "aproximación" y donde  $t_2 > T_2$ ,  $(t_2 - T_2)$  se llama "temperatura de cruce". Esto debe ser evitado siempre que sea posible.

Los coeficientes de película tanto de los tubos como los de la coraza y por tanto la transferencia de calor dependen de la velocidad del fluido. Las altas velocidades producen altas caídas de presión en el intercambiador, y en términos prácticos existe una velocidad máxima permisible. Las caídas de presión tanto de los tubos como de la coraza pueden ser calculadas a partir de las correlaciones dadas por Kern (1950) (34): Coraza:

$$P_s = (f G_s^2 D_i (N+1)) / (5.22 \times 10^{10} D_e S \rho) \quad (123)$$

Donde:

$G_s$  = Masa velocidad en la coraza (lb/ft<sup>2</sup>h).

$D_i$  = Diámetro interior de la coraza (ft).

$D_e$  = Diámetro equivalente de la coraza (ft).

$S$  = Densidad relativa del fluido.



$$\rho = (\mu/\mu_w)^{0.14}$$

N= Número de baffles en la coraza.

f= Factor de fricción (ft<sup>2</sup>/in<sup>2</sup>).

$$= 0.013 \text{ Re}^{-0.2} \text{ (ft}^2/\text{in}^2\text{)}.$$

$$= 1.87 \text{ Re}^{-0.2} \text{ (m}^2/\text{cm}^2\text{)}.$$

para Re>500

Tubos:

En el lado de los tubos, la caída de presión consiste de dos componentes, las pérdidas por fricción en los tubos y las pérdidas debidas a los cambios de dirección. Kern (1950) (34) recomienda las siguientes ecuaciones:

$$\Delta P_t = (fG_t^2 L_n) / (5.22 \times 10^{10} D_t S \rho_t) + (4nu^2 62.4) / ((2S)(144g)) \quad (124)$$

Donde:

$G_t$  = Masa velocidad en los tubos (lb/ft<sup>2</sup>h).

$$= w/a_t$$

$$a_t = N a' / n$$

N= Número total de tubos.

n= Número de pasos.

$a'$  = Area de cruce de flujo por tubo.

$D_t$  = Diámetro del tubo.

$u$  = Velocidad del fluido.

f= Factor de fricción.

$$= 0.005 \text{ Re}^{-0.33} \text{ para Re} > 1000$$

La ecuación básica que es usada para un rápido diseño preliminar de equipo de transferencia de calor es la ecuación (103). El área de transferencia de calor  $A$  es el primer criterio de costo en equipo de transferencia de calor. Para propósitos de costo preliminar el coeficiente global de transferencia de calor no es calculado. Un valor típico del tipo de equipo y servicio es seleccionado de tablas de coeficientes de transferencia de calor representativos. La tabla 17 muestra algunos de estos valores.

La tabla 18 presenta ecuaciones para la estimación de coeficientes de película de transferencia de calor para condensación y ebullición.

Diseños preliminares de rehervidores son usualmente basados en el flujo calor máximo permisible. Para rehervidores de circulación libre, el flujo de calor de diseño usual es cerca de  $12,000 \text{ BTU}/(\text{h ft}^2)$  con líquidos orgánicos, sobre  $30,000 \text{ BTU}/(\text{h ft}^2)$  con soluciones acuosas. Mientras que un intercambiador de tubos y coraza muy grande puede ser fabricado, el límite práctico, al menos para propósito de diseño preliminar, es cerca de  $5,000 \text{ ft}^2$  por unidad. Si un área mayor de transferencia de calor es requerida, debe de considerarse más de una unidad.

La técnica comprendida en el sistema no es exactamente igual pero los principios fundamentales son los mismos, las diferencias principales son las siguientes:

Tabla 17. COEFICIENTES GLOBALES DE TRANSFERENCIA DE CALOR TÍPICOS  
PARA APLICACIONES INDUSTRIALES U (kcal/hm<sup>2</sup>·C)

TUBOS	CORAZA	U
Butadieno	Vapor	60
Olefinas	Vapor y condensado	65 - 90
Etileno vaporizado	Agua fría	250 - 400
Etileno líquido	Etileno vaporizado	50 - 100
Vapor de propano	Propano líquido	30 - 75
Vapores de olefinas ligeras que contienen CO y CO <sub>2</sub>	Vapor	50 - 100
Hidrocarburos ligeros clorados	Vapor	60 - 150
Etanolamina	Vapor	75 - 125
Solventes	Propileno	150 - 200
Solventes	Solvente	170 - 200
Aceite	Agua fría	170 - 350
Vapor condensado	Propileno	300 - 400
<b>CONDENSADORES</b>		
Butadieno	Propileno (refrigerante)	330 - 390
Olefinas C <sub>4</sub>	Propileno	240 - 330
Etileno	Propileno	300 - 450
Olefinas ligeras	Propileno	250 - 300
HCL	Propileno	300 - 450
Cloroetano	Propileno	75 - 125
<b>REHERVIDORES</b>		
Hidrocarburos clorados	Vapor	170 - 120
Olefinas cloradas	Vapor	500 - 700
Dicloroetano	Vapor	350 - 450
Solventes pesados	Vapor	350 - 550
Mono y dietanolamina	Vapor	750 - 1000
Agua y ácidos orgánicos	Vapor	300 - 500
Vapor	Nafta	75 - 100
Propileno	Etano y etileno	600 - 700

Tabla 18. ECUACIONES Y METODOS PARA ESTIMACION DE COEFICIENTES DE PELICULA DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA CONDENSACION Y EBULLICION.

TIPO DE TRANSFERENCIA DE CALOR	LIMITACIONES
Condensación en película de vapores:	
Superficie exterior en tubos horizontales	Vapores puros saturados
$h = 0.725 \left( \frac{K_f f^2 \rho_g \lambda_c}{N_v D_o \mu_f \Delta t_f} \right)^{1/4} =$ $= 0.95 \left( \frac{K f^3 f^2 g L}{w \mu_f} \right)^{1/3}$	$\frac{2w}{L_f} \quad 200$
Para vapor, h promedio a P= 1 atm.	Propiedades físicas para el condensador
$= \frac{3100}{(N_v D_o)^{1/4} (\Delta t_f)^{1/3}}$	
Tubos verticales	
$h = 1.47 \left( \frac{D_o K f^3 f^2 g}{4w \mu_f} \right)^{1/3}$	Vapores puros saturados $4w/\pi D_o \mu_f \quad 2000$
Para vapor, h promedio a P= 1 atm.	
$h = \frac{4000}{L^{1/4} (\Delta t_f)^{1/3}}$	
Líquidos en ebullición	
Superficie exterior tubos horizontales	Para líquidos saturados o superficies sumergidas; el coeficiente de película $h_c$ es por conducción
$h = 0.62 \left( \frac{K_v \rho_v (\rho_l - \rho_v) g_c}{D_o \mu_v t_f} \right)^{1/4}$	

Tabla 18. ECUACIONES Y METODOS PARA ESTIMACION DE COEFICIENTES DE PELICULA DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA CONDENSACION Y EBULLICION  
(CONTINUACION)

Ebullición nucleada (bajo  $t_f$  crítica)

El valor de  $h$  depende de  $t_f$ , tipo de superficie de material involucrada

Nomenclatura:

- $\lambda_c$  = Calor latente de condensación (BTU/lb).
- $g$  = Constante gravitacional (ft/h<sup>2</sup>).
- $N_v$  = Número de filas de tubos en hileras verticales.
- $D_o$  = Diámetro externo del tubo (ft).
- $t_f$  = Diferencia de temperatura a través de la película (°F).
- $L$  = Longitud de superficie de transferencia de calor (ft).
- $w$  = Razón peso del condensador por tubo del punto menor en superficie de condensación (lb/h tubo).

1. La ecuación (111) la considera de la siguiente manera:

$$(h_o D/K) = 0.22 (D G_e / \mu)^{0.6} (C_p \mu / \mu)^{0.33} (\mu / \mu_w)^{0.14} \quad (125)$$

Donde:

$G_e$  = Velocidad másica ponderada entre la  $G_s$  y la velocidad másica de cruce.

2. Para la caída de presión por el lado de los tubos considere la ecuación siguiente:

$$\Delta P_t = (2 f L (G_t')^2) / (g D_i \rho) \quad (126)$$

Para flujo laminar,  $Re < 2100$

$$f = 16 / ((D_i G_t') / \mu) \quad (127)$$

o bien la ecuación siguiente:

$$\Delta P_t = (6.55 / 10^7) (W \mu L) / ((D_i')^4 \text{ s.g.}) \quad (128)$$

Para flujo turbulento  $2100 < Re < 5000$

$$f = 0.0014 + 0.125 / ((D_i G_t') / \mu)^{0.32} \quad (129)$$

Para  $Re > 5000$

$$f = 0.048 / ((D_i G_t') / \mu)^{0.2} \quad (130)$$

o bien la ecuación siguiente:

$$\Delta P_t = (8.57 / 10^9) (W^{1.8} L / (D_i')^{4.8}) (\mu^{0.2} / \text{s.g.}) \quad (131)$$

Donde:

$D_i$  = Diámetro interno (ft).

$D_i'$  = Diámetro interno (in).

- $f$  = Factor de fricción.  
 $g$  = Aceleración de la gravedad (ft/h<sup>2</sup>).  
 $G_t$  = Velocidad másica dentro de los tubos  
 (lb/h(sq ft)).  
 $G'_t$  = Velocidad másica dentro de los tubos  
 (lb/seg(sq ft)).  
 $L$  = Longitud (ft).  
 $s.g.$  = Peso específico.  
 $W$  = Relación de flujo (lb/h tubo).  
 $P_t$  = Caída de presión (lb/sq ft).  
 $P'_t$  = Caída de presión (lb/sq in).  
 $\mu$  = Viscosidad a la temperatura promedio  
 (lb/h ft).  
 $\mu'$  = Viscosidad a la temperatura promedio  
 (centipoises).  
 $\rho$  = Densidad lb/ft<sup>3</sup>.

3. Para los rehervidores considera la ecuación:

$$(Q/A)_{\max} = 143 \rho_v \Delta H_v (g/g_c)^{0.25} ((\rho_l - \rho_v) / \rho_v)^{0.6} \quad (132)$$

Donde:

- $\rho_v$  = Densidad del vapor (lb/ft<sup>3</sup>).  
 $\rho_l$  = Densidad del líquido (lb/ft<sup>3</sup>).  
 $\Delta H_v$  = Calor latente de vaporización (BTU/lb).  
 $g_c$  = Factor de conversión  $4.17 \times 10^8$  (lb ft/lb h<sup>2</sup>).

## REACTORES.

## 1. Reactores Batch de tanque agitado.

En este tipo de reactores la reacción se lleva a cabo en un recipiente con agitador y alimentación. El material puede ser calentado o enfriado por medio de cualquier tipo de instrumento, un serpentín o una chaqueta externa. Los reactantes son generalmente adicionados al tanque vacío y los productos son retirados al término de la reacción. Aunque la temperatura y composición en consecuencia varían con el tiempo, puede ser asumido que en un sistema bien agitado la composición y la temperatura serán uniformes a lo largo del tanque a un instante particular. También puede ser asumido que la reacción tiene lugar a volumen constante, si el cambio de densidad es despreciable.

La ecuación para este tipo de reactor es:

$$t = C_A^0 \int_0^{x_A} (v_0/v) (dx_A/r) \quad (133)$$

Donde:

$t$  = Tiempo desde el inicio de la reacción hasta alcanzar  $x_A$ .

$C_A^0$  = Concentración molar inicial del reactante A.

$x_A$  = Número de moles de A reaccionados a un tiempo  $t$  como una fracción de los moles de A presentes inicialmente.

$v_0$  = Volumen inicial de la mezcla de reacción.



$v$  = Volumen de la mezcla de reacción al tiempo  $t$ .

$r$  = Velocidad de reacción expresada como moles de  $A$  convertidos por unidad de tiempo.

Para un sistema de volumen constante ésta se transforma en:

$$t = \int_{C_A}^{C_{Ac}} \frac{dC_A}{r} \quad (134)$$

Si, por ejemplo, la determinación experimental de la velocidad de reacción es  $r = k(C_A)^{0.7}$ , entonces el tiempo para el reactante  $A$  para ser reducido a una concentración  $C_A$  está dada por:

$$t = (1/0.7k) (1/C_A^{0.7} - 1/C_{i0}^{0.7}) \quad (135)$$

## 2. Reactores de tanque agitado continuos.

Este tipo de reactor también consiste en un tanque agitado y de aquí la composición es nuevamente uniforme a lo largo de la mezcla de reacción. Adicionalmente, sin embargo, la composición es uniforme con el tiempo una vez que han sido estabilizadas las condiciones de estado permanente, y el flujo de reactantes continuamente retirados.

Para las condiciones de estado estable, la ecuación de diseño básica es:

$$v_t/a' = (x_{A0} - x_{A1})/r \quad (136)$$

Donde:

$v_r$  = Volumen de la mezcla de reacción.

$a'$  = Velocidad de alimentación del reactante A.

$x_{A0}$ ,  $x_{Ai}$  = Número de moles de A convertidos en las corrientes de salida y entrada respectivamente como una fracción de  $a'$ .

Aunque prevalezca el mezclado, esta ecuación puede ser escrita como:

$$(v_r/a'v_a) = (C_{A0} - C_{Ai})/r \quad (137)$$

en términos de la correspondiente concentración molar del reactante A. En esta ecuación,  $v_a$  es el volumen del líquido de alimentación por mol de A. El término  $(v_r/a'v_a)$  es el tiempo de residencia del reactor y para la velocidad de reacción citada en el caso anterior, ésta se transforma en:

$$(v_r/a'v_a) = (C_{A0} - C_{Ai})/(k(C_{A0})^{1.7}) \quad (138)$$

Las ecuaciones de este tipo son extremadamente usadas en la determinación de valores del coeficiente de reacción ( $k$ ) a escala piloto de operación.

### 3. Reactores tubulares de flujo tapón.

Los reactores tubulares se diseñan frecuentemente para operación en estado estable sobre la base de flujo tapón ideal,

así que la ecuación queda:

$$\int_0^z dz = z = - \int_{(U_2 C_i)_0}^{(U_2 C_i)_e} d(U_2 C_i) / r_i \quad (139)$$

Para simplificar esta expresión, designamos el área de sección transversal constante del flujo del reactor como  $A_R$ , y el volumen total del reactor en el punto  $z$  como  $V_R = zA_R$ , y la constante de velocidad de alimentación del material  $i$  como  $F_i$ . Entonces multiplicando ambos lados de la ecuación (139) por  $A_R$  y notando que  $A_R U_2 C_i$  es igual a los moles del material  $i$  fluyendo a la longitud  $z$  en el reactor por unidad de tiempo el cual es también  $F_i - F_i x_{i,z}$  donde  $x_{i,z}$  representa la conversión fraccional del material  $i$  en la alimentación de entrada a cualquier distancia  $z$  a lo largo de la longitud del reactor. Debido a que  $(F_i - F_i x_{i,z}) = -F_i dx_{i,z}$ , el resultado de la presente definición y operación puede ser escrita como:

$$\int_0^{zA_R} d(zA_R) = \int_0^{V_R} dV_R = V_R = F_i \int_0^{x_{i,z}} dx_{i,z} / r_i \quad \text{ó bien}$$

$$V_R / F_i = \int_0^{x_{i,z}} dx_{i,z} / r_i \quad (140)$$

Como una expresión alterna para reactores de flujo tapón, el caso más general puede ser considerado en el cual el reactante  $i$  entra al reactor ya en parte convertido con una conversión inicial, designada como  $x_{i,0}$ , tomando el lugar de la conversión

cero asumida inicialmente en la ecuación (140). La ecuación de diseño resultante equivalente a la ecuación (140) es:

$$V_R/F_i = \int_{x_{i0}}^{x_{iz}} dx_{iz}/r_i \quad (141)$$

Las ecuaciones (140) y (141) están en una forma frecuentemente usada para reactores de flujo tapón tubulares ideales, cuando la velocidad de reacción se basa sobre el volumen del reactor.

Cuando la reacción es heterogénea, tal como una ocurriendo sobre la superficie de un catalizador, es práctica común basar la velocidad de reacción sobre la masa del catalizador, en vez de sobre el volumen del reactor y sustituye  $r_{ic}$  a  $r_i$ . La ecuación de diseño resultante equivalente a la ecuación (140) es:

$$W_c/F_i = \int_{x_{i0}}^{x_{iz}} dx_{iz}/r_{ic} \quad (142)$$

Donde:

$W_c$  = Masa del catalizador en el reactor.

$r_{ic}$  = Velocidad de la reacción como moles del material  $i$  convertidos por unidad de tiempo por unidad de masa de catalizador.

En el tratamiento de diseño para reactores de flujo tapón, el concepto de velocidad espacial se define como la relación de la velocidad de alimentación volumétrica a el volumen del reactor:

$$\text{Velocidad espacial} = F_i v_f / V_R = F_i / V_R C_{if} \quad (143)$$

Donde:

$V_f$  = Volumen de la alimentación por mol de material  $i$  en la alimentación.

$C_{if}$  = Concentración del material  $i$  en la alimentación como moles de  $i$  por unidad de volumen.

Estos reactores pueden ser calculados también haciendo semejanza a los intercambiadores de tubos y coraza. El volumen de reacción es obtenido como una función del tiempo de resistencia o de la cinética para un nivel de conversión deseada, se supone un factor de seguridad del 20-30%. La longitud y diámetro de tales tubos está basado en los tres siguientes factores:

- 1.- Un número de Reynolds compatible con las condiciones de reacción en la región turbulenta.

$$Re = \rho U d / \mu \quad (144)$$

Donde:

$d$  = Diámetro de tubo, m.

$U$  = Velocidad lineal del fluido, m/s.

$\mu$  = Viscosidad, poiseuilles (1 poiseuille = 10 p).

$\rho$  = Densidad del fluido, Kg/m.

Puesto que la velocidad lineal está relacionada con

el flujo  $Q$  (Kg/h) por la expresión:

$$U = (Q/3600) (4/\pi d^2) = Q/(900 \pi d^2) \quad (145)$$

el número de Reynolds puede ser expresado:

$$Re = Q/(900 \pi d \mu) \quad (146)$$

- 2.- El diámetro supuesto, el cual normalmente debe ser de tubos normales de intercambiadores de calor.
- 3.- La superficie de transferencia de calor requerida por la reacción.

Es posible tratar al reactor como un intercambiador de calor y seleccionar un intercambiador estandar con la superficie requerida o calcular los tubos y la coraza y entonces el peso del reactor completo. En el último caso, los siguientes estandares de intercambiadores deben ser usados para el diseño del reactor:

- El pitch debe ser triangular o cuadrado.
- La longitud del tubo debe ser 8, 12, 16 ó 20 ft.
- El diámetro de la coraza se adaptara conforme a los diámetros estandares de corazas de intercambiadores.
- El peso de los tubos debe ser estandar.
- El número de baffles debe ser de 4 a 5.

Cuando los tubos están llenos de catalizador, el volumen de catalizador y longitud de los tubos depende del espacio velocidad y caída de presión permisible. La caída de presión es relacionada

a la superficie de transferencia de calor, para cualquier espacio velocidad y su correspondiente volumen.

Más superficie que el más largo de los tubos en proporción al diámetro cuadrado.

Más caída de presión en proporción directa al diámetro a la quinta potencia.

Consecuentemente, este tipo de reactor es calculado por prueba y error en el cual se siguen los siguientes puntos:

- 1.- Un diámetro de tubo es supuesto.
- 2.- La longitud del tubo es calculada para la caída de presión permisible.
- 3.- El número de tubos requeridos para un espacio velocidad dado es checado por la superficie de transferencia de calor marcada.

En el sistema se encuentran las ecuaciones propuestas por Levenspiel (1962) (41) para el diseño de reactores.

Para el caso de reactores de tanque agitado continuo las ecuaciones son las siguientes:

Para el volumen del reactor:

$$\frac{V}{F_{A0}} = \frac{X_A}{-r_A} \quad (147)$$

Para el espacio de tiempo:

$$ST = \frac{C_{A0} X_A}{-r_A} \quad (148)$$

Para el caso de una reacción irreversible de primer orden en operación isotérmica del tipo  $A \longrightarrow$  Productos, la ecuación de velocidad es:

$$-r_A = k C_{A0} ((1 - X_A)/(1 + \epsilon_A X_A)) \quad (149)$$

La ecuación de diseño está definida por:

$$ST = (1/k) ((X_A(1 + \epsilon_A X_A))/(1 - X_A)) \quad (150)$$

Para el caso de una reacción irreversible de segundo orden en operación isotérmica del tipo  $A \longrightarrow$  Productos, la ecuación de velocidad es:

$$-r_A = k C_{A0}^2 ((1 - X_A)(M - X_A))/(1 + \epsilon_A X_A)^2 \quad (151)$$

La ecuación de diseño es:

$$ST = (V/V_0) = (X_A(1 + \epsilon_A X_A)^2)/(k C_{A0}(1 - X_A)(M - X_A)) \quad (152)$$

Para reactores tubulares despreciando la difusión las ecuaciones son las siguientes:

Para el volumen del reactor:



$$V/F_{A0} = \int_0^{X_A} dX_A / -r_A \quad (153)$$

Para el espacio de tiempo:

$$ST = C_{A0} \int_0^{X_A} dX_A / -r_A \quad (154)$$

Para el caso de una reacción irreversible de primer orden en operación isotérmica del tipo  $A \longrightarrow$  Productos, la ecuación de velocidad es igual a la ecuación (149), la ecuación de diseño es:

$$ST = (1/k) (1 + \epsilon_A) \ln(1/(1-X_A)) - \epsilon_A X_A \quad (155)$$

Para una reacción irreversible de segundo orden en operación isotérmica del tipo  $A+B \longrightarrow$  Productos y  $C_{A0} = C_{B0}$ , la ecuación de velocidad es:

$$-r_A = k C_{A0}^2 \left( (1 - X_A) / (1 - \epsilon_A X_A) \right)^2 \quad (156)$$

Para la ecuación de diseño:

$$ST = (1/(k C_{A0})) \left[ 2 \epsilon_A (1 + \epsilon_A) \ln(1-X_A) - \epsilon_A^2 X_A + (\epsilon_A + 1)^2 (X_A / (1-X_A)) \right] \quad (157)$$

Para el mismo caso sólo que con  $C_{A0} \neq C_{B0}$ , la ecuación de velocidad es igual a la ecuación (151), la ecuación de diseño es:

$$ST = (1/(k C_{A0} (M-1))) (\ln((M-X_A)/(M(1-X_A)))) - 2 \epsilon_A \ln((1/(1-X_A))((M-X_A)/M)^M) \quad (158)$$

Para todos los casos las variables se definen como:

$$\epsilon_A = \frac{V_{X_A}|_1 - V_{X_A}|_0}{V_{X_A}|_0} \quad (159)$$

$$M = C_{B0}/C_{A0} \quad (160)$$

$X_A$  = Moles de A / Moles iniciales de A

$V$  = Volumen del reactor.

$F_{A0}$  = Moles de A que entran al reactor por unidad de tiempo.

$C_{A0}$  = Concentración de A entrando al reactor.

$C_{B0}$  = Concentración de B entrando al reactor.

$r_A$  = Velocidad de reacción.

$ST$  = Espacio de tiempo.

$V_0$  = Velocidad volumétrica de alimentación.

$k$  = Constante de velocidad de reacción.

Para la caída de presión en reactores tubulares el sistema cuenta con la ecuación de Walas (1959) (55):

$$dP/dL_r = -f (\rho u^2)/(2g D) \quad (161)$$

Donde:

$f$  = Factor de fricción que para un Reynolds entre 5000 y 20000 está dado por:

$$f = 0.046 \text{ Re}^{-0.2} \quad (162)$$

Todos los cálculos son hechos con la densidad promedio ( $\bar{\rho}$ ) y resolviendo para 'u' como una función de la velocidad de flujo y del diámetro, se sustituye la ecuación (162) en la (161) y se integra obteniéndose:

$$P = -0.0356 (\mu^{0.2} W^{1.8} L_r) / (\bar{\rho} g D^{4.8}) \quad (163)$$

Donde:

$\mu$  = Viscosidad.

W = Velocidad de flujo.

$L_r$  = Longitud del reactor.

$\bar{\rho}$  = Densidad promedio.

g = Aceleración de la gravedad.

D = Diámetro del tubo.

## BOMBAS Y COMPRESORES.

## 1. Bombas.

La gran variedad de líquidos manejados por la industria química, junto con las propiedades físicas, ha dado origen a un gran número de tipos diferentes de bombas para satisfacer los problemas involucrados. Estos problemas pueden ser temperaturas, viscosidades, presiones, contaminación por sólidos, etc. Como un primer paso en el procedimiento de selección los factores siguientes pueden ser listados para consideración:

- 1.- La cantidad de líquido manejado.
- 2.- La cabeza contra la cual el líquido se está bombeando.
- 3.- La naturaleza del mismo líquido determinará el material de construcción desde el punto de vista de corrosión.
- 4.- El modo de operación puede tener un efecto sobre el tipo de bomba.

Para seleccionar una bomba en base a la capacidad y a la cabeza se puede consultar la tabla 19.

El método de determinación de la cabeza total es ampliamente discutido por varios autores.

La tabla 20 se da como una guía para el uso de bombas centri

Tabla 19. GUIA PARA LA SELECCION DE BOMBAS EN BASE A LA CAPACIDAD Y A LA CABEZA

Tipo de bomba	Capacidad normal (gal/min)	Cabeza máxima normal (ft de agua)
Centrífuga	1 - 3000	300 (3000 si es multietapa)
Centrífuga vertical	5 - 3000	300
Reciprocante	2 - 2000	700
Diafragma	0.25 - 200	230
Rotatoria	0.25 - 2000	700
Tornillo	0.5 - 280	1100
Paletas deslizantes	1 - 250	230
Periférica	1 - 40	350

Tabla 20. GUIA PARA EL USO DE BOMBAS CENTRIFUGAS CON LIQUIDOS VISCOSOS

Viscosidad máxima (poise)	Diámetro de salida mínimo (in)
0.3	0.75
0.5	1.0
0.8	1.5
1.0	2.0
2.0	3.0
3.0	5.0
4.0	6.0
5.0	8.0
6.0	10.0
8.0	12.0
9.0	14.0
20.0	16.0

fugas con líquidos viscosos.

La determinación de la potencia a partir de la presión diferencial total se obtiene de la siguiente ecuación:

$$PH = 3.8 \times 10^{-2} Q_c \Delta P \quad (164)$$

Donde:

PH= Potencia hidráulica, cv.

$Q_c$  = Flujo de diseño, m<sup>3</sup>/h.

$Q_c = Q_n K$

$Q_n$  = Flujo normal, m<sup>3</sup>/h.

K=Factor de seguridad:

1.25 bombas de alimentación

1.20 bombas para reflujo.

1.10 otras bombas.

$\Delta P$  = Presión diferencial total.

$$\Delta P = P_2 - P_1 + \Delta H + \zeta P \quad (165)$$

Donde:

$P_2$  = Presión en la corriente receptora, bar.

$P_1$  = Presión en el recipiente de alimentación, bar.

$\Delta H$  = Diferencia de niveles, bar.

$\zeta P$  = Pérdidas por fricción, bar (permitir 0.3 para un intercambiador, 1 bar para una válvula y despreciar pérdidas para tuberías).

### Determinación de la eficiencia de la bomba.

Cuando la viscosidad es menor que 20 cst, la eficiencia de la bomba centrífuga es obtenida de la figura 23.

Cuando la viscosidad es mayor de 20 cst, la potencia al freno es determina con la expresión:

$$\text{BHP} = \text{PH} / C_e C_q C_h \quad (166)$$

Donde:

$C_e$  = Eficiencia base, fracción.

$C_q$  = Factor de corrección de eficiencia por flujo, fracción.

$C_h$  = Factor de corrección de eficiencia por cabeza, fracción.

La eficiencia de una bomba reciprocante depende de la eficiencia volumétrica, eficiencia hidráulica y la eficiencia mecánica. La eficiencia volumétrica que relaciona la efectividad del desplazamiento del pistón de la bomba será de 95% para bombas nuevas y 50% para bombas viejas. La eficiencia hidráulica que relaciona las pérdidas de presión dentro de la bomba, puede ser supuesta del 100% para estimaciones de proceso. La eficiencia mecánica, que relaciona las pérdidas mecánicas, puede ser tomada como 80-90%.



Eficiencia (%)

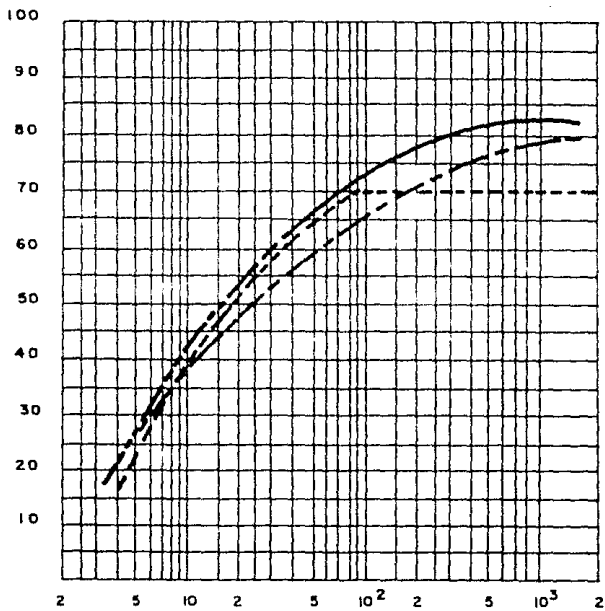
Flujo (m<sup>3</sup>/h)

Figura 23. Eficiencia de bombas centrífugas (viscosidad menor de 20 cSt).

Diferencial de cabeza

————— 0 - 90 m

- - - - - 90 - 140 m

..... 140 - 185 m

————— 185 m

La eficiencia de las bombas rotatorias puede ser obtenida de la figura 24 con corrección por viscosidad de la tabla 21.

## 2. Compresores.

Con el objeto de hacer una selección preliminar del tipo de compresor para un servicio dado, la tabla 22 puede ser consultada, donde se dan el volumen máximo normal y características de presión de cada uno de los diez compresores clasificados.

Considerando las propiedades del gas.

Se calculan las propiedades físicas promedio de la mezcla gaseosa a la entrada del compresor.

Los valores de  $T_c$ ,  $P_c$  y  $M_{Cp}$  pueden ser obtenidos de tablas. La razón de calores específicos,  $C_p/C_v = \gamma$ , es calculada como:

$$\gamma = M_{Cp} \text{ prom.} / (M_{Cp} \text{ prom.} - 1.99) \quad (167)$$

Cálculo de número de etapas y razón de compresión promedio.

Como una regla, la razón de compresión de presión de descarga-succión no debe ser mayor de 5. Consecuentemente, el número de etapas puede ser calculada como:

$$s = 1.43 \log P_2/P_1 \quad (168)$$

Eficiencia (%)

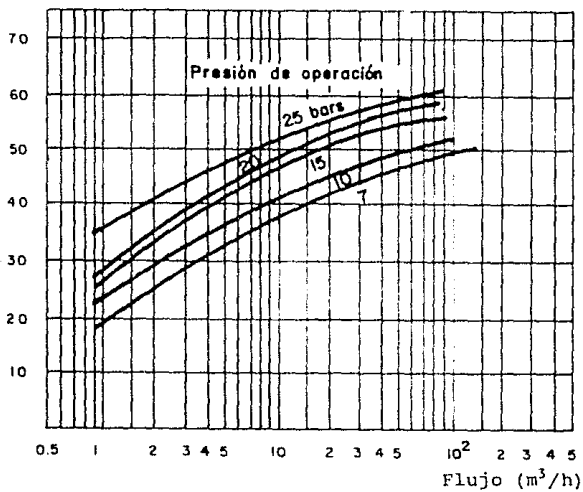


Figura 24. Eficiencia de bombas rotatorias.

Tabla 21. FACTOR DE CORRECCION POR VISCOSIDAD PARA BOMBAS ROTATORIAS

Viscosidad, SSU	$f_v$
10,000 - 30,000	0.95
30,000 - 50,000	0.85
50,000 (11,000 cSt)	0.35

Tabla 22. GUIA PARA LA SELECCION PRELIMINAR DEL TIPO DE COMPRESOR

Tipo de compresor	Velocidad máxima normal (rpm)	Volúmen máximo normal (ft <sup>3</sup> /min)	Presión máxima normal (psig)	n cilin. (psig)
<b>Desplazamiento positivo</b>				
1. Reciprocante	300	50000	50	75000
2. Paletas deslizantes	300	2000	50	120
3. Anillo líquido	200	1500	10	25
4. De lóbulos	250	2500	5	25
5. De engranes	10000	7500	50	250
<b>Dinámicos</b>				
6. Abanico centrífugo	1000	100000	1.5	3
7. Turbo soplador	3000	5000	5	25
8. Turbo compresor	10000	80000	50	1500
9. Abanico de flujo axial	1000	100000	0.5	3
10. Soplador de flujo axial	3000	100000	50	150

Donde:

$s$  = Número de etapas, redondeando al número entero próximo superior.

$P_1$  = Presión de succión, bar.

$P_2$  = Presión de descarga, bar.

Cuando hay varias etapas de compresión, el gas debe ser enfriado entre etapas. Estos interenfriadores provocan una caída de presión que es supuesta de 0.35 bars, por consiguiente la razón de compresión global es:

$$R = \frac{P_2 + (s - 1) 0.35}{P_1} \quad (169)$$

Donde:

$R$  = Razón de compresión global.

La razón de compresión promedio,  $\rho$ , está dado por:

$$\rho = R^{1/s} \quad (170)$$

Cálculo del volumen de succión por etapa.

La fórmula básica es:

$$V = 0.08315 \text{ DZT/P} \quad (171)$$

Donde:

V= Volumen de entrada, m<sup>3</sup>/h.

D= Flujo, moles/h.

T= Temperatura de entrada, °K.

P= Presión de entrada, bar.

Z= Factor de compresibilidad.

Todos los términos corresponden a las condiciones de entrada para cualquier etapa de compresión, después que el gas ha sido enfriado en el interenfriador o a la entrada de la primera etapa.

El factor de compresibilidad es obtenido de gráficas como una función de la temperatura reducida y la presión reducida.

Cálculo de los requerimientos de potencia adiabática.

La ecuación básica es:

$$PTA = \frac{P_1 V_1}{26.5} \frac{\gamma^{\delta}}{\gamma - 1} \rho \frac{\delta - 1}{\gamma} - 1 \quad (172)$$

Donde:

PTA= Potencia adiabática teórica por etapa, cv.

P<sub>1</sub>= Presión de succión por etapa, bar.

V<sub>1</sub>= Volumen de succión por etapa, m<sup>3</sup>/h.

γ = Razón de calores específicos para el gas,

Cp/Cv.

ρ = Razón de compresión promedio.

La potencia adiabática puede también ser calculada de los diagramas de Mollier, si tales diagramas son disponibles.

Teóricamente, el cálculo para potencia debe ser aplicado a cada etapa de compresión y la potencia por etapa adicionada al consumo total de potencia. Prácticamente, resultados suficientemente precisos pueden ser obtenidos multiplicando la potencia calculada para la primera etapa por el número de etapas.

#### Selección del tipo de compresor.

Con el volumen de succión establecido anteriormente y la presión de descarga, la figura 25 puede ser usada para obtener el tipo de compresor adecuado para el servicio.

#### Determinación de la eficiencia y BHP.

El BHP de un compresor centrífugo es igual a la PTA dividido entre la eficiencia isoentrópica  $E_i$ ; más pérdidas  $p$ :

$$\text{Potencia real} = \text{PTA}/E_i + p \quad (173)$$

La eficiencia isoentrópica  $E_i$  es determinada con ayuda de las figuras 26 y 27. Las pérdidas pueden calcularse como sigue:



Presión de descarga (bars)

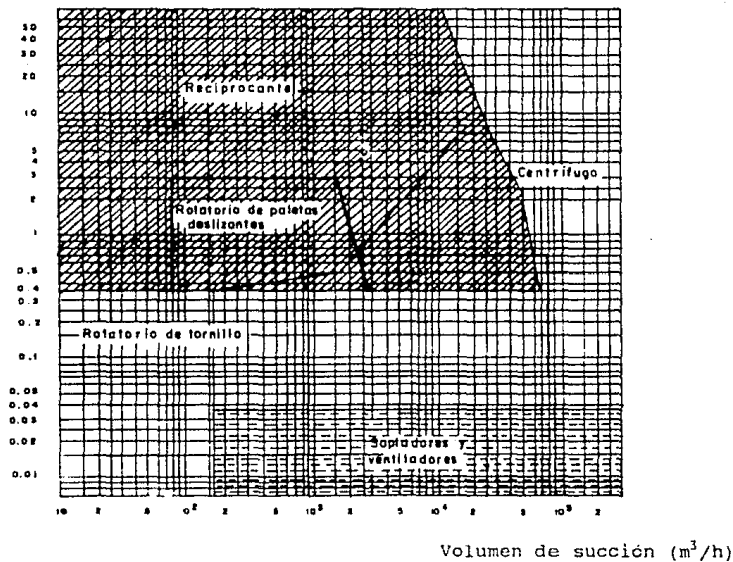


Figura 25. Diagrama para la selección de compresores.

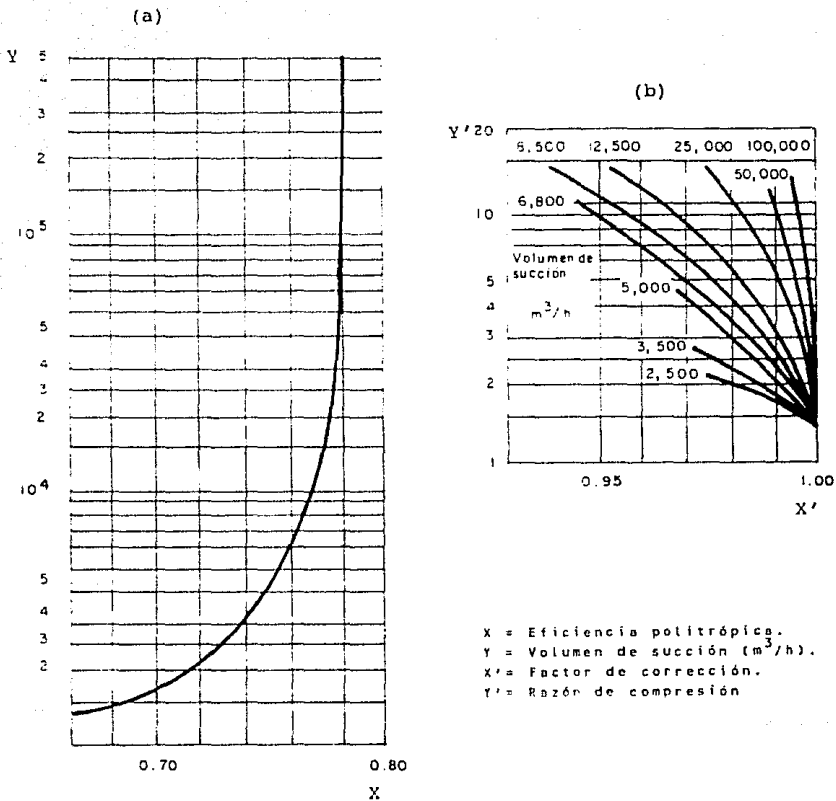


Figura 26. Carta para eficiencia politrópica (a) eficiencia politrópica (b) factor de corrección por eficiencia.

Razón de eficiencias  
isoentrópica-politrópica

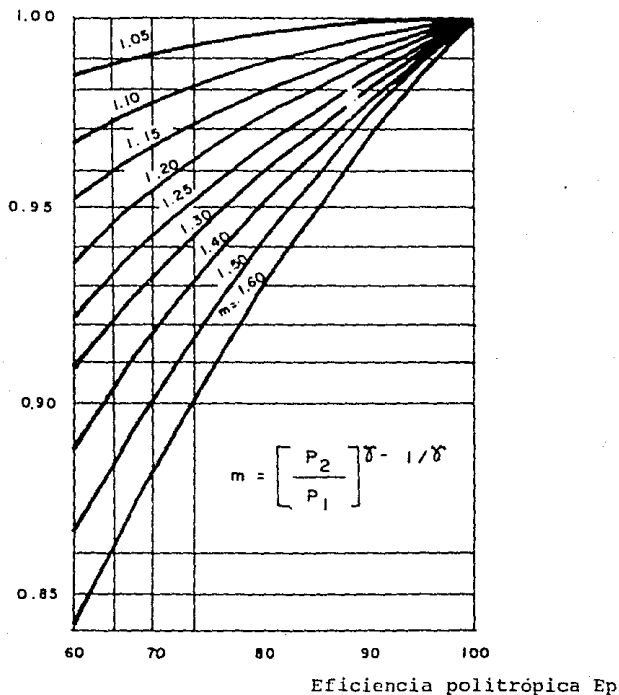


Figura 27. Eficiencia isoentrópica a partir de eficiencia politrópica.

Pérdidas p, cv	Volumen de succión m <sup>3</sup> /h
5-20	menos de 30,000
30	30,000 a 50,000
50	50,000 a 100,000
60	más de 100,000

La acción del compresor recíprocante se aproxima a la compresión adiabática. Sin embargo, los compresores recíprocantes requieren que la potencia adiabática sea corregida por los claros de pistón y pérdidas en válvulas de entrada y salida, las cuales están consideradas en la eficiencia mecánica. Esta eficiencia es determinada de la razón de compresión promedio por medio de la figura 28, de esto:

$$\text{Potencia real} = \text{PTA}/E \quad (174)$$

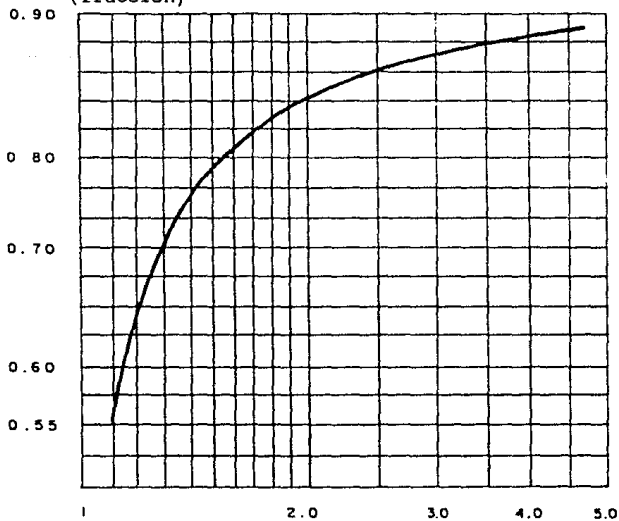
Donde:

E= Eficiencia mecánica para el compresor recíprocante.

Cálculo de la temperatura de descarga.

Las temperaturas de descarga por etapa son requeridas para el dimensionamiento de los enfriadores. La temperatura de descarga isoentrópica,  $T_2$ , es calculada de la temperatura de entrada por etapa,  $T_1$ , por:

Eficiencia de compresión  
(fracción)



Razón de compresión  
promedio

Figura 28. Eficiencia de compresores.

$$T_2 = T_1 (P_2/P_1)^{\frac{\gamma - 1}{\gamma}} \quad (175)$$

La elevación real de la temperatura incluirá también los efectos de la eficiencia isoentrópica, así que:

$$\Delta T_a = \frac{T_2 - T_1}{E_i} \quad (176)$$

Donde:

$T_a$  = Elevación real de la temperatura.

La elevación real de la temperatura puede ser usada para calcular la temperatura real de descarga por etapa:

$$T_{2a} = T_1 + \Delta T_a \quad (177)$$

La temperatura de descarga real por etapa de un compresor recíprocante puede ser supuesta igual que la temperatura de descarga isoentrópica.

Como se mencionó en la introducción el sistema, que se explica en el siguiente capítulo, no diseña bombas y compresores sólo determina el costo de compra y de operación.

## **CAPITULO V**

### **DESCRIPCION DEL SISTEMA PARA EL DISEÑO DE EQUIPO Y EVALUACION DE LA INVERSION FIJA DE CAPITAL**

El programa implantado para el diseño de equipo y evaluación de la inversión fija de capital comprende varias rutinas, cuya estructura se puede observar en la figura 29. Esta figura nos muestra la forma en que interactúan las rutinas del programa, sin embargo, dichas rutinas tienen sólo la finalidad de leer los datos proporcionados por el usuario, los cuales indican el tipo de equipo que se pretende diseñar y los datos del balance de masa y energía, así como los datos específicos de los componentes a ser manejados por el equipo.

En la tabla 23 se puede observar una breve descripción del programa de ejecución.

A continuación se describen las rutinas de diseño utilizadas por el programa, así como la relativa a la evaluación económica.

#### RUTINAS DE DESTILACION

El paquete de destilación de este programa puede ser usado en dos formas: 1) especificando el número de platos teóricos, y 2) no especificando el número de platos teóricos.

Si el número de platos teóricos es especificado, se calcula lo siguiente:

- a) Número real de platos al usar la eficiencia de plato suministrada por el usuario.



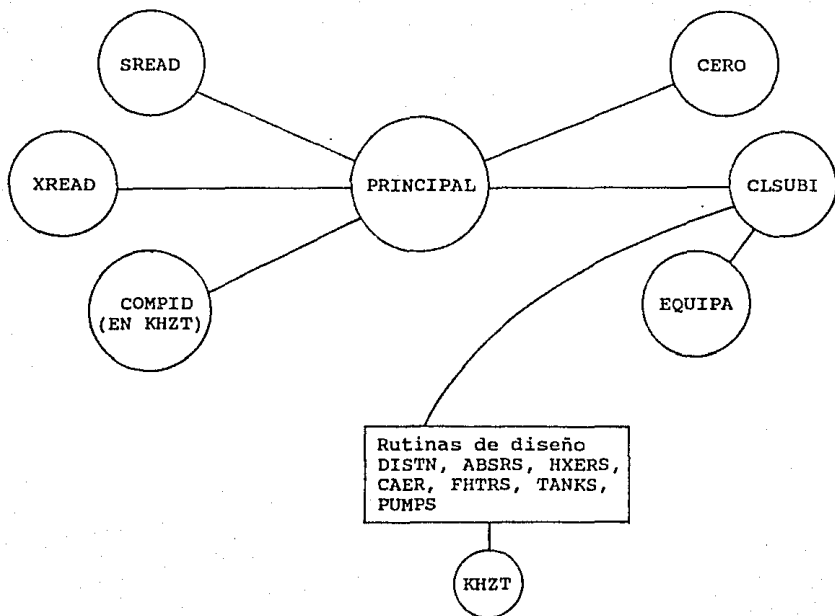


Figura 29. Estructura del sistema.

Tabla 23. DESCRIPCION DEL PROGRAMA DE EJECUCION

Programa	Llamado por	Función
Principal		Programa principal del sistema
Cero	Principal	Poner ceros a los datos de matrices.
SREAD	Principal	Leer en los datos las siguientes matrices: Matriz de proceso, propiedades intensivas y extensivas de corrientes. También levantar el vector de llamada
XREAD	Principal	Leer la matriz bandera y los calores estandar de formación de los componentes usados.
COMPID	Principal	Leer los datos termodinámicos básicos para las correcciones en KHZT.
CLSUBI	Principal	Examinar el vector de llamada y llamar a la rutina de diseño apropiada.
EQUIPA	CLSUBI	Transferir la corriente de información de las matrices SEXTSV y SINTSV a las corrientes de entrada y salida de las diferentes piezas de equipo.

- b) Diámetro de la columna, espaciamento de platos, costo de la columna, y depreciación para una columna de capuchas de burbujeo o para una columna de platos perforados como haya sido especificado. Si el número de platos teóricos no es especificado, el programa lo calcula por el método corto que usa las correlaciones de Fenske (1932) (21), Underwood(1948) (53) y Gilliland(1940) (23).

Los cálculos de destilación son hechos al usar las siguientes rutinas.

1. Rutina DEST

Esta calcula lo siguiente:

- a) Relación de reflujo mínimo
- b) Número mínimo de etapas de equilibrio
- c) Número real de etapas de equilibrio

2. Rutina TRYCST

Esta calcula el diámetro de la columna de gas-liquido y el espacio entre platos.

El diámetro de la columna es calculado por la correlación de Souder y Brown(1934) (50) para velocidad de vapor limitada.

3. Rutina CLMCST

Esta calcula el espesor de la coraza de la columna, peso

y costo de la misma basado en acero al carbón y en la correlación presentada por Rudd y Watson(1968)(48). También calcula el costo de los platos y boquillas para columnas de capuchas de burbujeo y platos perforados y el costo total de compra del conjunto de piezas.

La correlación de Rudd y Watson (1968)(48) está definida, en términos generales por la siguiente ecuación:

$$I = I_b (Q/Q_b)^M \quad (17a)$$

Donde:

$I_b$  = Costo de referencia del equipo.

$Q_b$  = Capacidad de referencia del equipo.

$I$  = Costo del equipo, \$ U.S.D.LLS.

$Q$  = Capacidad del equipo.

$M$  = Exponente.

Para el caso de columnas de destilación  $Q$  y  $Q_b$  es el peso del cuerpo del equipo, lb.

#### RUTINAS DE INTERCAMBIO DE CALOR

La sección de cambiadores de calor de este programa contiene rutinas para el diseño de las siguientes piezas de equipo: 1) Cambiadores de calor de tubos y coraza de una sola fase, 2) Condensadores totales de tubos y coraza (verticales y horizontales), 3) Rehervidores, y 4) Calentadores a fuego directo.

Los cambiadores de calor de una sola fase son diseñados por el método de Donohue(1955)(16,17) el cual es generalmente aplicable.

Para condensadores totales el coeficiente de película de con densación es calculado por la correlación para la condensación de vapores saturados simples. Para condensación de mezclas la misma ecuación es usada con propiedades físicas promedio.

Para condensadores horizontales la condensación es supuesta a ocurrir en la coraza y el número de pasos en la misma es limitado a uno. Para condensadores verticales la condensación es asumida a ocurrir en los tubos y por lo tanto el número de pasos por los tubos es limitado a uno.

El criterio usado para el diseño de rehervidores es el de carga máxima de calor. Un porcentaje de ésta, especificado por el usuario, es usada para calcular el área de transferencia de calor.

En los casos anteriores el costo de compra de el cambiador es calculado como una función del área y el material de construcción. Para calentadores a fuego directo, el costo es calculado como una función de la carga de calor. Los costos de operación, los cuales incluyen costos de bombeo y agua de enfriamiento o combustible, son calculados en todos los casos.

Los cálculos de cambiadores de calor son hechos al usar las siguientes rutinas.

#### 1. Rutina EXCH

Esta calcula lo siguiente para un cambiador sin cambio de fase:

- Los coeficientes de película por el lado de los tubos y por el lado de la coraza al llamar a la rutinas TUBFLM y SHFLM, respectivamente.
- Coeficiente total de transferencia de calor.
- Area de transferencia de calor (basada en el diámetro exterior de los tubos).
- Temperatura de la pared del tubo.
- Caída de presión por el lado de los tubos y por el lado de la coraza al llamar a las rutinas TUBPRD y SHLPSD, respectivamente.

## 2. Rutina TUBFLM

Esta calcula el coeficiente de película dentro de los tubos usando la correlación presentada por Sieder y Tate (1936) (49).

## 3. Rutina SHFLM

Esta calcula el coeficiente de película por el lado de la coraza (basado en la correlación general para el caso).

## 4. Rutina TUBPRD

Esta calcula la caída de presión por el lado de los tubos con la ecuación presentada por Donohue(1955) (17).

## 5. Rutina SHLPSD

Esta calcula la caída de presión por el lado de la coraza con la correlación dada por Donohue(1955) (17).

## 6. Rutina VCOND (Condensador vertical).

Esta calcula lo siguiente para un condensador total vertical con condensación en los tubos:

- Coeficiente de película por el lado de la coraza al llamar a la rutina SHFLM.
- Coeficiente de película de condensación.
- Área de transferencia de calor.
- Caída de presión por el lado de la coraza al llamar a la rutina SHLPSD.
- Costo y depreciación en el primer año al llamar a la rutina HCOST.
- Costo de operación al llamar a la rutina CONDOP.

## 7. Rutina HCOND (Condensador horizontal).

Esta diseña un condensador total horizontal con condensación por fuera de los tubos. El coeficiente de película por el lado de los tubos y la caída de presión son calculados al llamar a las rutinas TUBFLM y TUBPRD, respectivamente. El medio de enfriamiento es asumido a ser agua a temperaturas de entrada y salida de 90 y 105°F, respectivamente.

El coeficiente de película de condensación está basado sobre la correlación presentada por Kern(1950) (34).

8. Rutina VSCSTY

Esta calcula la viscosidad de una mezcla líquida, dados dos valores de la viscosidad de cada componente a dos diferentes temperaturas abajo del punto de ebullición normal.

9. Rutina MAD4

Esta calcula el área de un rehervidor basada en la correlación para carga de color máximo presentada por Kreith (1968) (36).

El medio de calentamiento es asumido a ser vapor. Adicionalmente el programa calcula el costo por año de vapor, el costo del rehervidor es calculado por la ecuación de Rudd y Watson (1961) (48).

10. Rutina FDRN

Esta calcula el costo de una calentador a fuego directo, y el costo anual de combustible con la correlación presentada por Hengstebeck y Banchemo(1969) (30).

La correlación de costo del equipo es la siguiente:

$$\ln C = 18.47 + \ln Q(-1.614 + 0.06821 \ln Q) \quad (179)$$



Donde:

C= Costo del equipo, \$ U.S.DLLS.

Q= Carga de calor, BTU/h.

#### 11. Rutina TRIPT

Esta calcula el número de tubos, su arreglo y diámetro de la coraza para un Pitch triangular de 15/16 pulgadas con tubos de intercambio de 3/4 de pulgada, como una función del área y la longitud del tubo.

#### 12. Rutina HCOST

Esta calcula el costo fijo de un cambiador de calor, como una función del área de transferencia usando la curva ajustada de los datos presentados por Mills(1964)(43).

Son proporcionados en los datos de costo corazas de acero al carbón con tubos de monel, cobre, acero inoxidable y acero al carbón.

La correlación de costo es de la siguiente forma:

$$\ln C = K_1 + \ln A(K_2 K_3 \ln A) \quad (180)$$

Donde:

C= Costo del equipo, \$ U.S.DLLS.

A= Area de transferencia, ft<sup>2</sup>.

K<sub>1</sub>, K<sub>2</sub>, K<sub>3</sub>= Constantes para el tipo de material de la coraza y los tubos (tabla 24).

Tabla 24. CONSTANTES RECOMENDADAS PARA EL COSTO DE CAMBIADORES DE CALOR POR EL AJUSTE DE LOS DATOS DE H.E. MILLS.

	$K_1$	$K_2$	$K_3$
Tubos de Monel	6.2457	0.1538	0.043
Tubos de acero inoxidable	5.6591	0.3152	0.0287
Tubos de cobre	5.3586	0.1921	0.035
Tubos de acero al carbón	5.7097	-0.0111	0.0527

En todos los casos la coraza es de acero al carbón.

### 13. Rutina CSTOP

Esta calcula el costo del agua de enfriamiento. Tambien la potencia requerida para vencer la caida de presión asumiendo la eficiencia de la bomba en 50%.

### RUTINAS DE ABSORCION

Esta parte del programa contiene rutinas para el diseño y estimación de costo de los siguientes casos: 1) absorbedor binario (columnas empacadas y de platos), 2) Desorbedores binarios (columna empacada), y 3) Absorbedores multicomponentes (columna de platos). Para absorbedores de platos, binarios y multicomponentes, la ecuación de Kremser-Brown-Souders es usada para el cálculo del número teórico de platos. Este método asume líneas de operación y equilibrio rectas. Para el caso de absorción multicomponente, el número de platos teóricos es calculado basándose en un componente clave; este componente clave es escogido por el programa y es aquel que tiene la línea de equilibrio más paralela a la línea de operación.

Las rutinas descritas en los siguientes párrafos son usadas para el diseño de absorbedores y desorbedores.

#### 1. Rutina SORBER

Esta calcula lo siguiente para una columna de absorción empacada:

- Relación mínima gas-líquido.
- Número total de unidades de transferencia, fase gaseosa.
- Altura de una unidad de transferencia al llamar a la rutina HEIGHT.
- Velocidades superficial de carga y de inundación y diámetro de la torre al llamar a la rutina DMTR.
- Caída de presión de la torre.
- Costo de compra de la columna al llamar a la rutina ABCST.

### 2. Rutina HEIGHT

Esta calcula la altura de una unidad de transferencia por la correlación presentada por Cornell (1960)(15) modificada por Fair (1962)(19).

### 3. Rutina DMTR

El diámetro de la columna es calculado por la correlación de Leva (1953)(40).

### 4. Rutina DESORB

Esta subrutina calcula lo siguiente para un desorbedor:

- Relación máxima líquido-gas.
- Número total de unidades de transferencia basado en la fase líquida.

- Altura de una unidad de transferencia al llamar a la rutina HEIGHT.
- Velocidades superficial de carga y de inundación al llamar a la rutina DMTR.
- Caída de presión.
- Costo de la columna al llamar a la rutina ABSCST.

#### 5. Rutina ABSCST

Esta calcula el costo de la columna, por medio de la ecuación de Rudd y Watson (1968)(48), el cual comprende el costo de la coraza, manholes, boquillas, distribuidores de flujo e internos.

#### RUTINAS DE DISEÑO DE REACTORES

La sección de diseño de reactores de este programa calcula lo siguiente: 1) Tamaño del reactor para reacciones irreversibles de primero y segundo orden, bajo condición de operación isotérmica (reactores de tanque agitado continuo y tubular), 2) Calor de reacción para reacciones isotérmicas en una sola fase, 3) Costo del reactor, 4) Costo del combustible para reacciones endotérmicas, costo de agua de enfriamiento para reacciones exotérmicas, y 5) Caída de presión para reactores tubulares.

Si la unidad requiere tener una capacidad más grande que el límite superior de la correlación de costo, se asume que se use

el número mínimo de unidades del mismo tamaño conectadas en paralelo.

## 1. Reactores de tanque agitado continuo

El balance de material para este tipo de reactor está dado por el método de Levenspiel (1962) (41).

El dimensionamiento del reactor de tanque agitado continuo es hecho al usar las rutinas siguientes:

### a) Rutina CSTR1

Esta calcula el espacio de tiempo y el volumen del reactor para una reacción irreversible de primer orden, bajo operación isotérmica, como un función de la conversión del reactante limitante.

### b) Rutina CSTR2

Esta calcula el espacio de tiempo y el volumen del reactor para una reacción irreversible de segundo orden bajo condiciones isotérmicas como una función de la conversión del reactante limitante y la relación de las concentraciones iniciales de los reactantes.

## 2. Reactores tubulares

Las siguientes rutinas son usadas para el dimensionamiento de reactores tubulares:

## a) Rutina PLUG1

Esta calcula el espacio de tiempo y el volumen de un reactor tubular en estado estacionario operando bajo condiciones isotérmicas para una reacción irreversible de primer orden.

## b) Rutinas PLUG2 y PLGEQ2

Estas calculan el espacio de tiempo y el volumen para un reactor tubular en estado estacionario operando isotérmicamente, para una reacción irreversible de segundo orden.

## 3. Rutina ENERGY

Esta calcula el calor total producido por una reacción en fase simple.

## 4. Caída de presión de reactores tubulares

Las rutinas siguientes son usadas para el cálculo de la caída de presión:

## a) Rutina GASPRD

Esta calcula la caída de presión en un reactor tubular en fase gas. La ecuación básica usada es proporcionada por Walas (1959) (55).

Esta rutina también calcula la potencia del soplador requerido, asumiendo que tiene el 50% de eficiencia.

## b) Rutina LIQPHA

Esta calcula la caída de presión en un reactor tubular en fase líquida. La potencia de la bomba es también calculada asumiendo una eficiencia del 50%.

## 5. Rutina RECOST

Esta calcula el costo de cada tipo de reactor mediante el paquete de costo desarrollado por Frank y Waligura (1969) (22).

Para reactores de tanque agitado continuo la ecuación básica de costo es:

$$C = K_1 (\text{CAP})^E \quad (181)$$

Teniendo el costo del equipo (1969), este se multiplica por un factor, para corregirlo al año de evaluación, el factor se obtiene de la siguiente ecuación:

$$F = -58.882339 + 0.030447181 (\text{Año}) \quad (182)$$

Por lo tanto:

$$C = C (F) \quad (183)$$

Los valores de  $K_1$  y  $E$  se toman de la tabla 25.

Para el caso de reactores tubulares tipo horno la ecuación básica es:

$$C = K_1 (\text{BTU}/100,000)^E \quad (184)$$

En este caso el costo del equipo (1969) también es co-



Tabla 25. VALORES DE LAS CONSTANTES Y EXPONENTES RECOMENDADOS  
 PARA LA ESTIMACION DE COSTO DE REACTORES DE TANQUE  
 AGITADO POR EL METODO DE FRANK Y WALIGURA.

	$K_1$	E
Reactor no enchaquetado, capacidad de 100-20000 Gal.		
Acero inoxidable	370.	0.48
Acero al carbón	580.	0.34
Reactor enchaquetado		
Acero al carbón		
Presión de operación 50 psig. capacidad 50-2000 Gal.	430.	0.515
Presión de operación 500 psig. capacidad 70-1000 Gal.	450.	0.54
Presión de operación 1500 psig. capacidad 70-500 Gal.	3400.	0.54
Vidriado, presión de operación 100 psig., capacidad 200-3000 Gal.	1000.	0.4
Recubierto con plomo, presión de operación 100 psig.		
Capacidad 500-1000 Gal.	1080.	0.38
Capacidad 1000-2200 Gal.	420.	0.51

Tabla 25. VALORES DE LAS CONSTANTES Y EXPONENTES RECOMENDADOS  
 PARA LA ESTIMACION DE COSTO DE REACTORES DE TANQUE  
 AGITADO POR EL METODO DE FRANK Y WALIGURA.  
 (COTINUACION)

	$K_1$	E
Acero inoxidable		
Presión de operación 50 psig. capacidad 50-2000 Gal.	690.	0.495
Presión de operación 500 psig. capacidad 70-1000 Gal.	790.	0.54
Presión de operación 1500 psig. capacidad 70-500 Gal.	7100.	0.515

rregido con el factor que se obtiene de la ecuación (182) y al usar la ecuación (183) se obtiene el costo del equipo en el año de evaluación. Las constantes  $K_1$  y  $E$  se encuentran en la tabla 26.

Para reactores de tubos y coraza la ecuación de costo está definida por:

$$C = K_1 (\text{Area})^E \quad (185)$$

Al igual que en el caso anterior el costo del equipo (1969) se corrige al usar las ecuaciones (182) y (183), las constantes  $K_1$  y  $E$  se encuentran en la tabla 27.

Se cuenta también con algunos casos especiales de reactores para los cuales la ecuación de costo del equipo (1969) es más compleja, dichos reactores se encuentran descritos en la tabla 28.

Las ecuaciones siguientes se utilizan en los cálculos:

$$B = 0.14033 + 1.2849 \log_{10}(D) + 0.021157 L \quad (186)$$

$$C' = 1000. (10^{(K^1 + K^2 B)}) \quad (187)$$

$$FP = 0.6266709 + 0.000074998912 P \quad (188)$$

$$C = C' FP K_3 + 4.75 C' - C' \quad (189)$$

El costo del equipo (1969) es corregido al usar las ecuaciones (182) y (183), los valores de las constantes se encuentran en la tabla 28.

Tabla 26. VALORES DE LAS CONSTANTES Y EXPONENTES RECOMENDADOS  
 PARA LA ESTIMACION DE COSTO DE REACTORES TUBULARES  
 TIPO HORNO POR EL METODO DE FRANK Y WALIGURA.

	$K_1$	E
Reactor de baja temperatura		
Carga de calor 100M-3MM BTU/Hora	15800.	0.35
Reactor de acero al carbón		
Tubos de acero al carbón		
Carga de calor de 100M-5MM BTU/Hora	8500.	0.39
Carga de calor de 5MM-100MM BTU/Hora	2400.	0.70
Tubos de acero cromado		
Carga de calor de 10MM-100MM BTU/Hora	3350.	0.71
Tubos de níquel-cromo		
Carga de calor de 10MM-100MM BTU/Hora	8100.	0.71

Tabla 27. VALORES DE LAS CONSTANTES Y EXPONENTES RECOMENDADOS  
 PARA LA ESTIMACION DE COSTO DE REACTORES DE TUBOS Y  
 CORAZA POR EL METODO DE FRANK Y WALIGURA.

	$K_1$	E
Coraza de acero al carbón		
Tubos de acero al carbón		
Area del reactor de 100-400 ft <sup>2</sup>	110.	0.58
Area del reactor de 400-2000 ft <sup>2</sup>	31.	0.82
Tubos de cobre o latón estañado		
Area del reactor de 100-400 ft <sup>2</sup>	140.8	0.58
Area del reactor de 400-2000 ft <sup>2</sup>	39.68	0.82
Tubos de acero inoxidable 304		
Area del reactor de 100-400 ft <sup>2</sup>	209.	0.58
Area del reactor de 400-2000 ft <sup>2</sup>	58.9	0.82
Tubos de acero inoxidable 316		
Area del reactor de 100-400 ft <sup>2</sup>	264.	0.58
Area del reactor de 400-2000 ft <sup>2</sup>	74.4	0.82
Tubos de Monel		
Area del reactor de 100-400 ft <sup>2</sup>	308.	0.58
Area del reactor de 400-2000 ft <sup>2</sup>	86.8	0.82

Tabla 27. VALORES DE LAS CONSTANTES Y EXPONENTES RECOMENDADOS  
 PARA LA ESTIMACION DE COSTO DE REACTORES DE TUBOS Y  
 CORAZA POR EL METODO DE FRANK Y WALIGURA.

(CONTINUACION)

	$K_1$	E
Coraza de acero inoxidable 304		
Tubos de acero inoxidable 304		
Area del reactor de 100-400 ft <sup>2</sup>	302.5	0.58
Area del reactor de 400-2000 ft <sup>2</sup>	85.25	0.82
Coraza de acero inoxidable 316		
Tubos de acero inoxidable 316		
Area del reactor de 100-400 ft <sup>2</sup>	385.	0.58
Area del reactor de 400-2000 ft <sup>2</sup>	108.5	0.82

Tabla 28. VALORES DE LAS CONSTANTES Y EXPONENTES RECOMENDADOS  
PARA LA ESTIMACION DE COSTO DE REACTORES ESPECIALES.

	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>
Instalación vertical, construcción en multi- estratos o en espiral, no incluye internos			
Cabezal simple			
Acero al carbón	0.920793	0.59066141	1.
Acero inoxidable 304	0.920793	0.59066141	2.3
Acero inoxidable 316	0.920793	0.59066141	2.6
Cabezal doble			
Acero al carbón	1.0964577	0.49377203	1.
Acero inoxidable 304	1.0964577	0.49377203	2.3
Acero inoxidable 316	1.0964577	0.49377203	2.6

Las variables involucradas en las ecuaciones (181) a la (189) se definen como:

C= Costo del equipo (1969), \$ U.S.DLLS.

CAP= Capacidad del reactor, Gal.

F= Factor de corrección por el año de evaluación.

Año= Año en el que se realiza la evaluación.

BTU= Carga de calor, BTU/Hora.

Area= Area de transferencia de calor de los tubos, ft<sup>2</sup>

D= Diámetro de los tubos, ft.

P= Presión de operación, atm.

#### RUTINAS DE OTROS EQUIPOS

##### 1. Rutina TANK

Esta calcula el costo de compra de un tanque de almacenamiento, a presión y agitado, por el uso de la curva ajustada de la gráfica presentada por Peters y Timmerhaus (1968) (45), y Aries y Newton (1955) (2).

Para los tipos de tanques antes mencionados los autores proponen la siguiente ecuación de costo:

$$\text{Costo} = K_1 (\text{CAP})^E \text{ Índice} \quad (190)$$

Donde:

Costo= Costo del equipo en el año de evaluación, \$ U.S.DLLS.



CAP= Capacidad del tanque, Gal.

Indice= Indice del equipo en el año de evaluación.

Los valores de  $K_1$  y E se toman de la tabla 29.

## 2. Rutina CFRFLP

Esta calcula el costo de un compresor centrífugo, usando los datos de costo dados por Peters y Timmerhaus (1968) (45). También son calculados los costos de operación.

Para los compresores se cuenta con la siguiente ecuación de costo:

$$\text{Costo} = K_1 \text{ HP}^E \text{ Indice} \quad (191)$$

Donde:

Costo= Costo del equipo en el año de evaluación, \$ U.S.DLLS.

HP= Potencia del compresor, HP.

Indice= Indice del equipo en el año de evaluación.

Los valores de  $K_1$  y E se toman de la tabla 30.

En el caso de bombas centrífugas la ecuación de costo es:

Para una potencia hasta 10 HP:

$$\text{Costo} = 20.7 \text{ HP}^{0.212} \text{ F Indice} \quad (192)$$

Tabla 29. VALORES DE LAS CONSTANTES Y EXPONENTES RECOMENDADOS  
 PARA LA ESTIMACION DE COSTO DE TANQUES POR LOS DATOS  
 PRESENTADOS POR PETERS Y TIMMERHUAS.

	$K_1$	E
Tanque de almacenamiento		
Acero al carbón	0.12	0.554
Acero inoxidable	0.561	0.554
Tanque agitado		
Acero al carbón	0.94	0.465
Acero inoxidable	1.425	0.492
Tanque a presión		
Acero al carbón	3.49	0.382

Tabla 30. VALORES DE LAS CONSTANTES Y EXPONENTES RECOMENDADOS  
 PARA LA ESTIMACION DE COSTO DE COMPRESORES.

	$K_1$	E
Centrifugo	5.56	0.648
Reciprocante	2.36	0.815

Para una potencia entre 10 y 25 HP:

$$\text{Costo} = 7.30 (\text{HP}/10.)^{0.68} F \text{ Índice} \quad (193)$$

Para una potencia de más de 25 HP:

$$\text{Costo} = 13.92 (\text{HP}/25.)^{0.86} F \text{ Índice} \quad (194)$$

Donde:

F = Factor de corrección por material de construcción.

El factor de corrección por el material de construcción 'F' se selecciona de la tabla 31.

### 3. Rutina BLNR

Esta calcula el costo de los sopladores y sus motores para 3 y 10 PSI de presión de descarga. También son calculados los costo de operación.

La ecuación de costo para sopladores es:

$$\text{Costo} = K_1 (\text{CAP})^E \text{ Índice} \quad (195)$$

Donde:

CAP = Capacidad del soplador,  $\text{ft}^3/\text{min}$ .

Los valores de  $K_1$  y E se encuentran en la tabla 32.

## RUTINAS DE EVALUACION ECONOMICA

### 1. Estimación de la inversión fija de capital

La inversión fija de capital es calculada usando el método presentado por Miller (1965) (42). El reconocimiento de la

Tabla 31. FACTORES DE CORRECCION POR MATERIAL DE CONSTRUCCION  
PARA BOMBAS CENTRIFUGAS.

Material	Factor
Hierro colado	0.357
Acero inoxidable 316	0.643
Otra aleación	1.0

Tabla 32. VALORES DE LAS CONSTANTES Y EXPONENTES RECOMENDADOS  
PARA LA ESTIMACION DE COSTO DE SOPLADORES.

	$K_1$	E
Presión de descarga de 3 psig.	0.202	0.565
Presión de descarga de 10 psig.	0.493	0.613

influencia del tamaño de equipo, materiales de construcción y presiones de operación son los factores que hacen este método más preciso.

## 2. Costos de manufactura

La estimación del costo de manufactura es realizado usando el método presentado por Rudd y Watson (1968)(48). En este método el costo de manufactura es dividido en tres términos:

- a) Costos proporcionales a la inversión fija de capital
- b) Costos proporcionales a la razón de producción
- c) Costos proporcionales a la mano de obra

La ecuación que proponen es la siguiente:

$$CM = aI + bQ + cL \quad (196)$$

Donde:

I= Inversión fija de capital, \$ U.S.DLLS.

Q= Volumen de producción, Kg/año.

L= Costo de mano de obra, \$ U.S.DLLS./año

a,b,c= Factores, fracción.

Los autores proponen para el factor 'a' de un 10 a 20 % (\$ U.S.DLLS./\$ U.S.DLLS.-año).

Si se cuenta con los datos de los costos de materias primas, servicios auxiliares, agentes químicos y catalizadores se sustituye el valor en el lugar de bQ, ésto expresado en

\$ U.S.DLLS./año sino es así el factor 'b' se estima para cada rubro, obteniendo su costo por kilogramo de producto final para después multiplicar por 'Q'.

Generalmente la cantidad 'cL' se obtiene con la siguiente ecuación:

$$cL = \frac{d}{(100-d)} (aI + bQ) \quad (197)$$

Donde:

d = Porcentaje de los costos totales de manufactura.

Los autores proponen que 'd' normalmente se encuentra entre 5-10% pero en algunos casos puede llegar a ser del 25%. Este porcentaje disminuye conforme el proceso tenga más operaciones automatizadas.

## CAPITULO VI

### R E S U L T A D O S

A continuación se reportan los resultados obtenidos del sistema implantado y adaptado para el diseño, determinación de costos e inversión fija de capital para varias piezas de equipo. Cabe mencionar que los cálculos fueron realizados con índices de finales de 1988.

En el caso de destilación el equipo analizado es una torre de destilación de platos con capuchas de burbujeo con un flujo de alimentación de 100 moles de una mezcla de seis componentes, un flujo de destilado de 37.78 moles y un flujo de fondos de 62.22 moles. Los datos reportados por el sistema se listan en la tabla 33.

Para el equipo de intercambio de calor el equipo analizado es un condensador horizontal que debe manejar una mezcla de seis componentes y un flujo de 1000 moles. Los datos reportados por el sistema se listan en la tabla 34.

Para el caso de absorción se analiza un absorbedor y un desorbedor en los cuales un gas de hulla debe ser liberado de su aceite ligero al lavarlo con un aceite como absorbente para este fin para posteriormente recuperar el aceite ligero al separarlo de la solución resultante con agua. En la tabla 35 y 36 se encuentran reportados los resultados para estos equipos.



Tabla 33. RESULTADOS DEL SISTEMA PARA UNA COLUMNA DE DESTILACION.

N). DE EQUILIBRIO 1

COLUMNA DE DESTILACION

.....

XF	XD	XW	ALPHA
0.05000	1.13335	0.00000	2.21253
0.15000	1.16636	0.05000	2.19245
0.25000	1.22325	0.25000	1.00000
0.30000	1.20000	0.32154	0.95444
0.40000	1.00000	0.40000	0.40274
0.45000	1.00000	0.44103	0.37933

XF= COMPOSICION EN LA ALIMENTACION.

XD= COMPOSICION EN EL DESTILADO.

XW= COMPOSICION EN LOS FONDOS.

ALPHA= VOLATILIDAD RELATIVA.

ALIMENTACION EN LB-MOLE POR HORA

100.00

DESTILADO EN LB-MOLE POR HORA

37.75

FONDOS EN LB-MOLE POR HORA

62.25

THEQA=

1.67220

THEQA= SOLUCION DE LA ECUACION DE UNDERWOOD.

RELACION DE REFLUJO MINIMO

2.69

RELACION DE REFLUJO REAL

7.50

NUMERO MINIMO DE ETAPAS DE EQUILIBRIO

7.66

NUMERO REAL DE ETAPAS DE EQUILIBRIO

10.77

NUMERO REAL DE PLATOS REITERADOS

20.00

DIAMETRO DE LA COLUMNA, PULGADAS

27.00

ESPESOR DEL CUERPO, PULG

0.330

PESO DEL CUERPO, LB

1193.

COSTO DE CUBIERTA DEL CUERPO, \$ (C.O.S. DOLAR)

1367.

Tabla 33. RESULTADOS DEL SISTEMA PARA UNA COLUMNA DE DESTILACION.  
(CONTINUACION)

COSTO DE HOJILLAS Y MANTENED, (C.U.S.DOLAR)	11454.
COSTO POR PLATO (CANTIDAD DE ENTUBOS), (C.U.S.DOLAR)	189.
COSTO TOTAL DE LOS PLATOS, (C.U.S.DOLAR)	2132.
COSTO TOTAL DE LA COLUMNA, (C.U.S.DOLAR)	31207.
DEPRECIACION EN EL PRIMER AÑO (CANTIDAD DE PLATOS), (C.U.S.DOLAR)	2235.
DEPRECIACION EN EL PRIMER AÑO (CANTIDAD DE ENTUBOS), (C.U.S.DOLAR)	5121.
DEPRECIACION EN EL PRIMER AÑO (BALANCE EN DOLARES), (C.U.S.DOLAR)	5657.

Tabla 34. RESULTADOS DEL SISTEMA PARA UN CONDENSADOR HORIZONTAL.

EJEMPLO NO. 2

INTERCAMBIADOR DE CALOR

DISEÑO DE CONDENSADOR HORIZONTAL

CARGA DE CALOR, BTU/HR	5122411.
FLUJO DEL FLUIDO DE ENFRIAMIENTO, LB/HR	341404.
MEDIA LOGARITMICA DE LA DIFERENCIA DE TEMPERATURAS, F	87.80522
ITERACION NO.	1
NO. TOTAL DE TUBOS	146.
DIAMETRO DE LA CARAZA, PULG	13.45
DIAMETRO DE LA CARAZA, PULG	14.25

ARREGLO DE TUBOS

PRIMERA LINEA Y ULTIMA COLUMNA ESTAN EN LINEA CENTRO

PITCH=15/16 IN

FILA NO. NO. DE TUBOS

1	2	1 0
2	4	1 0 0 0
3	5	1 0 0 0 0
4	5	1 0 0 0 0 0
5	7	1 0 0 0 0 0 0
6	7	1 0 0 0 0 0 0
7	7	1 0 0 0 0 0 0
8	7	1 0 0 0 0 0 0
NO. TOTAL DE TUBOS		153.

Tabla 34. RESULTADOS DEL SISTEMA PARA UN CONDENSADOR HORIZONTAL.  
(CONTINUACION)

NÚMERO DE REVOLUCIONES (TURBOS)	71377.
COEFICIENTE DE PELÍCULA INTERIOR, BTU/HR-DEG-F	1153.07
VELOCIDAD DEL FLUJO POR EL LADO DE LA CORAZA, LB/HR-DEG-F	100957.
CARGA DE CONDENSADO, LB/HR-DEG-F	81.60
TEMPERATURA SUPUESTA DE LA PARED PARA INICIAR ITERACIONES, F	141.43
R= .102E+04	A= .130E-01
R= .271E+04	A= .248E-02
R= .117E+05	A= .747E-00
R= .117E+05	A= .747E-05
R= .193E+04	A= .510E-01
R= .193E+04	A= .510E-01
VISCOSIDAD, CP=	0.285
COEFICIENTE DE PELÍCULA DE CONDENSACION, BTU/HR-DEG-F	130.53
TEMPERATURA DE LA PARED DEL TUBO, F	127.80
VISCOSIDAD, CP=	0.290
COEFICIENTE DE PELÍCULA DE CONDENSACION, BTU/HR-DEG-F	135.04
TEMPERATURA DE LA PARED DEL TUBO, F	127.04
TEMPERATURA FINAL DE LA PARED, F	127.04
AREA, SQFT	702.
COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR, BTU/HR-DEG-F	93.04
ITERACION NO.	0
NÚM. TOTAL DE TUBOS	174.
DIÁMETRO DE LA CORAZA, PULG	15.00
DIÁMETRO DE LA CORAZA, PULG	15.25

ARREGLO DE TUBOS

PRIMERA LINEA Y ÚLTIMA COLUMNA ESTÁN EN LÍNEA CENTRADA

PITCH=15/16 IN

Tabla 34. RESULTADOS DEL SISTEMA PARA UN CONDENSADOR HORIZONTAL.  
(CONTINUACION)

FILA N°.	N° DE TURBO		
1	4	0 0 0 0	
2	5	0 0 0 0 0	
3	6	0 0 0 0 0 0	
4	6	0 0 0 0 0 0	
5	7	0 0 0 0 0 0 0	
6	7	0 0 0 0 0 0 0	
7	7	0 0 0 0 0 0 0 0	
8	8	0 0 0 0 0 0 0 0	
NO. TOTAL DE TURBOS			180.
NUMERO DE REVOLUCIONES (TURBOS)			27544.
COEFICIENTE DE PELICULA INTERIOR, BTU/HR-SQFT-F			1043.37
VELOCIDAD DEL FLUJO POR EL LADO DE LA CORAZA, LB/HR-SQFT			145469.
CARGA DE CONDENSACION, LB/HR-SQFT			74.82
TEMPERATURA SUPUESTA DE LA PARED PARA INICIAR ITERACIONES, F			161.43
VISCOSIDAD, CP			7.255
COEFICIENTE DE PELICULA DE CONDENSACION, BTU/HR-SQFT-F			134.35
TEMPERATURA DE LA PARED DEL TURBO, F			129.03
TEMPERATURA FINAL DE LA PARED, F			129.03
AREA, SQFT			677.
COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR, BTU/HR-SQFT-F			86.19
CAIDA DE PRESION EN LOS TURBOS, PSI			1.40
TURBOS DE MODEL-CORAZA DE ACERO			
COSTO DE COMPRA, (U.S. DLS)			10227.
DEPRECIACION EN LINEA RECTA PRIMER AÑO, (U.S. DLS)			1712.
PRIMER AÑO DE DEPRECIACION (SUMA DE DIGITOS), (U.S. DLS)			3211.
*****			
COSTO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO, (U.S. DLS)/AÑO			4007.
POTENCIA REQUERIDA, HP			1.2

Tabla 35. RESULTADOS DEL SISTEMA PARA UN ABSORBEDOR.

NO. DE EQUIPO 3

ABSORBEDORES/DESORBEDORES

\*\*\* DISEÑO DE ABSORBEDORES \*\*\*

YO	YE	YLM	F (YE, YO)	X
0.0010100	0.0015575	0.9971717	2020.2084717	0.0050000
0.0013437	0.0019773	0.9939495	2588.7746343	0.0072800
0.0016387	0.0017571	0.9935270	2317.6757223	0.0095800
0.0020351	0.0015773	0.9932040	2052.0510412	0.0118400
0.0023328	0.0013533	0.9928302	1901.5378733	0.0141200
0.0027319	0.0011733	0.9925557	1738.6903972	0.0164000
0.0030324	0.0014533	0.9922303	1598.0213618	0.0186800
0.0034343	0.0017532	0.9919047	1475.3922879	0.0209600
0.0037375	0.0017731	0.9915732	1367.6500642	0.0232400
0.0041422	0.0013532	0.9912502	1272.3031217	0.0255200
0.0044432	0.0015532	0.9909230	1187.3998556	0.0278000
0.0048537	0.0017533	0.9905943	1111.3709846	0.0300800
0.0052146	0.0012533	0.9902642	1042.9440136	0.0323600
0.0055750	0.0015532	0.9909333	981.0763671	0.0346400

X1=

.1521

RELACION MINIMA GAS-LIQUIDO

0.11

RELACION REAL GAS-LIQUIDO

0.15

Tabla 35. RESULTADOS DEL SISTEMA PARA UN ABSORBEDOR.  
(CONTINUACION)

0.0059368	0.0043557	0.0044040	004.0058768	0.0069200
0.0063900	0.0051553	0.0052275	003.7134512	0.0092000
0.0066547	0.0055553	0.0057402	026.0046758	0.0414300
0.0070305	0.0057553	0.0056777	083.0370672	0.0437600
0.0073785	0.0059553	0.0057735	044.4073778	0.0460300
0.0077477	0.0061553	0.0059237	007.0007750	0.0483200
0.0081383	0.0063553	0.0059607	074.1815854	0.0506000
0.0085104	0.0065553	0.0060767	042.8957697	0.0528800
0.0088341	0.0067553	0.0061910	013.7973315	0.0551600
0.0092593	0.0069553	0.0063034	086.0054864	0.0574400
0.0096360	0.0071553	0.0064253	061.6030109	0.0597200
0.0100142	0.0073553	0.0065461	037.7854748	0.0620000
0.0103740	0.0075553	0.0066663	015.6473308	0.0642800
0.0107754	0.0077553	0.0067855	094.8793335	0.0665600
0.0111583	0.0079553	0.0069042	075.3663484	0.0688400
0.0115425	0.0081553	0.0070230	057.0054817	0.0711200
0.0119250	0.0083553	0.0071420	039.7045140	0.0734000
0.0123167	0.0085553	0.0072652	023.3805747	0.0756800
0.0127760	0.0087553	0.0073806	007.0585835	0.0779600
0.0132070	0.0089553	0.0075152	093.3722787	0.0802400
0.0136395	0.0091553	0.0076370	079.0593777	0.0825200

Tabla 35. RESULTADOS DEL SISTEMA PARA UN ABSORBEDOR.  
(CONTINUACION)

0.0135332	0.0111570	0.0074279	746.4648515	0.0747506
0.0142756	0.0115710	0.0077170	754.0392817	0.0750000
0.0146772	0.0117500	0.0078353	762.2737216	0.0754606
0.0150744	0.0119037	0.0079470	771.0592376	0.0759400
0.0154773	0.0120500	0.0080533	780.2864163	0.0764300
0.0158756	0.0121900	0.0081544	789.9559966	0.0769300
0.0162744	0.0123211	0.0082519	799.9691019	0.0774400
0.0166701	0.0124450	0.0083450	810.3264277	0.0779600
0.0170775	0.0125611	0.0084339	821.0291511	0.0784900
0.0175073	0.0126700	0.0085186	832.0774493	0.0790300
0.0179185	0.0127714	0.0085994	843.4717197	0.0795800
0.0183335	0.0128650	0.0086763	855.2139479	0.0801400
0.0187443	0.0129510	0.0087497	867.3032256	0.0807100
0.0191528	0.0130290	0.0088197	879.7402674	0.0812900
0.0195311	0.0131000	0.0088863	892.5255911	0.0818800
0.0199012	0.0131630	0.0089495	905.6597010	0.0824800

YO= COMPOSICION DEL COMPONENTE CLAVE EN LA LINEA DE OPERACION.

YE= COMPOSICION DEL COMPONENTE CLAVE EN LA LINEA DE EQUILIBRIO.

YL= MEDIA LOGARITMICA DE LA FUERZA MOTRIZ.

FIYE, YJO)= VALORES DE LA INTEGRAL.

Y= COMPOSICIONES EN EL LIQUIDO DEL COMPONENTE CLAVE.



Tabla 35. RESULTADOS DEL SISTEMA PARA UN ABSORBEDOR.  
(CONTINUACION)

COMPOSICION DEL GAS DE ENTRADA (FRACCION MOLE)	0.0200
COMPOSICION DEL GAS DE SALIDA (FRACCION MOLE)	0.0010
COMPOSICION DEL LIQUIDO DE ENTRADA (FRACCION MOLE)	0.0050
COMPOSICION DEL LIQUIDO DE SALIDA (FRACCION MOLE)	0.1100
VELOCIDAD DE FLUJO DEL SOLVENTE LIQUIDO, LB-MOLE/HR	11.82
VELOCIDAD DE FLUJO DEL SOLVENTE GASEOSO, LB-MOLE/HR	79.18
L1 (LB-MOLE/HR)	13.41
G1 (LB-MOLE/HR)	80.80
LP1 (LB/HR)	2843.01
GP1 (LB/HR)	4757.21
L1, LP1= FLUJO DEL COMPONENTE CLAVE EN EL LIQUIDO.	
G1, GP1= FLUJO DEL COMPONENTE CLAVE EN EL GAS.	

\*\*\* T.C EN ANILLOS TASCING \*\*\*

VELOCIDAD SUPERFICIAL DE INUNDACION DEL GAS, LB/HR-SQFT	1323.88
VELOCIDAD SUPERFICIAL REAL DEL GAS, LB/HR-SQFT	246.94
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS DE CARGA, LB/HR-SQFT	220.49
VELOCIDAD SUPERFICIAL REAL DEL LIQUIDO, LB/HR-SQFT	565.91
DIAMETRO DE LA COLUMNA, PULGADAS	31.00
H1L, FT	9.365
H1G, FT	2.794
H1OG, FT	9.778
H1OG= ALTURA DE UNA UNIDAD DE TRANSFERENCIA.	
H1L, H1G= PARAMETROS PARA EL CALCULO DE H1OG.	
ALTURA DE LA TORRE, FT	139.65
CAIDA DE PRESION, PSIA	2.047
ESPESOR DEL CUERPO, PULG	0.330
PESO DEL CUERPO, LB	17679.
COSTO DE COMPRA DEL CUERPO, \$(U.S.DOLLS)	7139.
VOLUMEN DEL EMPAQUE, CUFT	751.
COSTO DEL EMPAQUE, \$(U.S.DOLLS)=	4330.003

Tabla 35. RESULTADOS DEL SISTEMA PARA UN ABSORBEDOR.  
(CONTINUACION)

NO. DE SOPORTES=	14.0
COSTO DE LOS SOPORTES, \$(U.S.DLLS)=	300.
COSTO DE HOJILLAS Y NAVILLAS, \$(U.S.DLLS)	8459.200
COSTO TOTAL DE COMPRA, \$(U.S.DLLS)	41267.
DEPRECIACION EN EL PRIMER AÑO (LINEA RECTA), \$(U.S.DLLS)	3752.
DEPRECIACION EN EL PRIMER AÑO (SUMA DE DIGITOS), \$(U.S.DLLS)	6892.
POTENCIA DE LA BOMBA, CVILLOS DE POTENCIA	0.403
CAPACIDAD DEL SOPLADOR, CUF/MIN=	1404.586
POTENCIA DEL SOPLADOR, CVILLOS DE POTENCIA=	23.5
NTU (APROXIMACION DE COLBY)	14.04
NTU= NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA.	



Tabla 36. RESULTADOS DEL SISTEMA PARA UN DESORBEDOR.  
(CONTINUACION)

0.0071673	0.0201375	0.5661494	70.0624074	0.0931174
0.0048082	0.0314370	0.9618643	75.7314414	0.0287730
0.0074712	0.0333355	0.9695433	71.5735361	0.1059777
0.0001761	0.0373517	0.9672724	60.1150064	0.1117486
0.0078334	0.0777755	0.9633745	64.8952579	0.1794227
0.0555234	0.0322770	0.9675750	61.9657173	0.1847521
0.0583463	0.0112555	0.9591739	59.0706704	0.1753464
0.0511225	0.0672771	0.9673511	56.3860711	0.1365770
0.0639222	0.0551335	0.9451162	53.3990819	0.1427308
0.0667457	0.0571431	0.9430122	51.5604224	0.1489379
0.0655234	0.0471125	0.9404552	49.3616262	0.1551252
0.0724555	0.0510771	0.9731521	47.3912642	0.1614035
0.0753624	0.0570415	0.9357532	45.3198459	0.1676113
0.0782343	0.0550711	0.9733754	43.4997214	0.1738192
0.0312317	0.0562705	0.9308462	41.7599557	0.1800270
0.0742045	0.0532351	0.9277727	40.1164529	0.1862348
0.0772141	0.0523275	0.9259952	38.5614822	0.1924426
0.0902297	0.0523511	0.9777735	37.0920474	0.1986501
0.0732321	0.0553215	0.9293714	35.6935762	0.2048533
0.0763517	0.0567271	0.9192423	34.3695652	0.2110661
0.0964589	0.0537575	0.9157017	33.1135714	0.2172740

Tabla 36. RESULTADOS DEL SISTEMA PARA UN DESORBEDOR.  
(CONTINUACION)

0.1026037	0.0777771	0.0137443	11.9166351	0.2274318
0.1057165	0.0726155	0.5106731	30.7851512	0.2296996
0.1089587	0.0766111	0.9030871	79.7056159	0.2358974
0.1121756	0.0755155	0.5054867	28.4779047	0.2471053
0.1154255	0.0715111	0.9027697	27.6986057	0.2483131
0.1187100	0.0315111	0.902172	26.7651006	0.2545209
0.1220701	0.0355111	0.9959254	25.8741833	0.2607287
0.1253412	0.0316155	0.5949269	25.0245412	0.2669366
0.1287334	0.0316111	0.9922672	24.2126399	0.2731444
0.1321370	0.0315125	0.9975510	23.4327083	0.2793522
0.1355726	0.0733171	0.8838131	22.6247251	0.2855601
0.1390406	0.0733155	0.5841033	21.9848070	0.2917679
0.1425114	0.0713151	0.8913512	21.3051976	0.2979757
0.1460757	0.0713155	0.8735965	20.6542574	0.3041835
0.1496437	0.0713171	0.8753132	20.0304545	0.3103914

X0= COMPOSICION DEL COMPONENTE CLAVE EN LA LINEA DE OPERACION.

XE= COMPOSICION DEL COMPONENTE CLAVE EN LA LINEA DE EQUILIBRIO.

YLP= MEDIA LOGARITMICA DE LA FUERZA MOTRIZ.

F(XE, X0)= VALORES DE LA INTEGRAL.

Y= COMPOSICION DEL COMPONENTE CLAVE EN EL GAS.

NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA

8.894

COMPOSICION DEL GAS DE ENTRADA (FRACCION MOLE)

0.0009

COMPOSICION DEL GAS DE SALIDA (FRACCION MOLE)

0.3104

Tabla 36. RESULTADOS DEL SISTEMA PARA UN DESORBEDOR.  
(CONTINUACION)

COMPOSICION DEL LIQUIDO DE ENTRADA (FRACCION MOLE)	0.1456
COMPOSICION DEL LIQUIDO DE SALIDA (FRACCION MOLE)	0.0050
VELOCIDAD DEL FLUJO DEL SOLVENTE LIQUIDO, LB-MOLES/HR	8.95
VELOCIDAD DEL FLUJO DEL SOLVENTE GASEOSO, LB-MOLES/HR	3.40
L? (LB-MOLES/HR)	10.53
G? (LB-MOLES/HR)	4.93
G?2 (LB/HR)	180.76
L?2 (LB/HR)	2057.68
L?, L?2= FLUJO DEL COMPONENTE CLAVE EN EL LIQUIDO.	
G?, G?2= FLUJO DEL COMPONENTE CLAVE EN EL GAS.	
*** 1.5 EN CORCHETES DEBE ***	
VELOCIDAD SUPERFICIAL DE INUNDACION DEL GAS, LB/HR-SQFT	659.59
VELOCIDAD SUPERFICIAL REAL DEL GAS, LB/HR-SQFT	329.80
VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS DE CARGA, LB/HR-SQFT	359.67
VELOCIDAD SUPERFICIAL REAL DEL LIQUIDO, LB/HR-SQFT	3754.19
DIAMETRO DE LA COLUMNA, PULGADAS	11.00
H <sub>T</sub> L, FT	11.292
H <sub>T</sub> G, FT	0.647
H <sub>T</sub> O <sub>L</sub> , FT	11.765
H <sub>T</sub> O <sub>L</sub> = ALTURA DE UNA UNIDAD DE TRANSFERENCIA.	
H <sub>T</sub> L, H <sub>T</sub> G= PARAMETROS PARA EL CALCULO DE H <sub>T</sub> O <sub>L</sub> .	
ALTURA DE LA TORRE, FT	104.65
CAIDA DE PRESION, PSIA <sup>1</sup>	0.315
ESPESOR DEL CUERPO, PULG.	0.370
PESO DEL CUERPO, LB	4755.
COSTO DE COMPRA DEL CUERPO, \$ (U.S. DOLLS)	2530.
VOLUMEN DEL EMPAQUE, CUFT	69.0
COSTO DEL EMPAQUE, \$ (U.S. DOLLS)=	627.288
NO. DE SOPORTES	11.0
COSTO DE LOS SOPORTES, \$ (U.S. DOLLS)=	288.

Tabla 36. RESULTADOS DEL SISTEMA PARA UN DESORBEDOR.  
(CONTINUACION)

COSTO DE EQUIPILLO Y MANTENIMIENTO (U.S.DOLLS)	4860.800
COSTO TOTAL DE COPIAS (U.S.DOLLS)	30095.
DEPRECIACION EN EL PRIMER AÑO (LINEA RECTA), (U.S.DOLLS)	1927.
DEPRECIACION EN EL PRIMER AÑO (COPIA DE DIGITOS), (U.S.DOLLS)	7356.
POTENCIA DE LA BOMBA, CVALLLOS DE POTENCIA	0.212
CAPACIDAD DEL SOPLADOR, CFM/MIN=	71.280
POTENCIA DEL SOPLADOR, CVALLLOS DE POTENCIA=	0.193
HTU (APROXIMACION DE COLBY)	8.35
HTU= NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA.	

En el caso de reactores el equipo analizado es un reactor tubular endotérmico no catalítico en estado estacionario de flujo tapón, en el cual se desarrolla una reacción de segundo orden irreversible con reactantes en concentración desigual. La tabla 37 muestra los resultados obtenidos para este equipo.

Se analiza, también, un tanque de almacenamiento de acero al carbón con capacidad para tres millones de galones. Se listan los resultados en la tabla 38.

Para el caso de compresores el equipo calculado es un compresor centrífugo de 10 HP (25000 BTU/HR). Los resultados se listan en la tabla 39.

Para el caso de sopladores se considera un equipo con capacidad de 26596.0 ft<sup>3</sup>/min y una presión de descarga de 10 PSIG. La tabla 40 muestra los resultados para el equipo.

Con respecto a bombas se analiza el caso de una bomba centrífuga de hierro colado con una potencia de 10 HP (25000 BTU/HR). Los resultados se encuentran listados en la tabla 41.

Para el caso de un calentador a fuego directo para proporcionar una carga de calor de tres millones de BTU/HR. La tabla 42 muestra los datos encontrados para este equipo.

Finalmente se aplica el sistema en su parte del paquete económico a los equipos antes mencionados. La tabla 43 reporta los resultados.



Tabla 37. RESULTADOS DEL SISTEMA PARA UN REACTOR TUBULAR.

EJEMPLO 10. 5

REACTOR

TEMPERATURA, (°K)=	1088.839
CALOR DE REACCION, CAL/GR-MOLE=	18605.623
COSTO DE OPERACION \$/HORA,	46886.170
CALOR TRANSFERIDO A ) DESDE EL REACTOR, BTU/HR	23443085.
AREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR, GRF	2344.308

\*\*\* REACTOR ENDOTERMICO, TUBULAR, NO CATALITICO \*\*\*

REACTOR EN ESTADO ESTACIONARIO DE FLUJO TIPO

REACCION IRREVERSIBLE DE SEGUNDO ORDEN

REACTANTES EN CONCENTRACION DESIGUAL

ESPACIO DE TIEMPO, HORAS =	0.0263
VOLUMEN DEL REACTOR, CIFT =	515.
LONGITUD DEL REACTOR, PIES =	2622.175
NUMERO DE REACTORES EN PARALELO	5

REACTOR TUBULAR TIPO H0110-ACERO AL CARBON---TUBOS DE ACERO AL CARBON---  
CARGA DE CALOR 1000-500 BTU/HORA

TEMPERATURA (RANKIN)	1960.000
PRESION (PSIA)	1000.000
DIAMETRO DEL TUBO (PIES)	0.500
LONGITUD DEL TUBO (PIES)	2622.1750
COSTO DEL REACTOR, \$/HORA (MILL)	313833.63

Tabla 37. RESULTADOS DEL SISTEMA PARA UN REACTOR TUBULAR.  
(CONTINUACION)

CAIDA DE PRESION, PIES=	4.09
CAPACIDAD DEL SOPLADOR, CUF/MIN=	351.
POTENCIA, CABALLOS DE POTENCIA=	12.4
DEPRECIACION EN EL PRIMER AÑO (LINEA RECTA)	
\$(U.S.DOLLS)	12968.332
DEPRECIACION EN EL PRIMER AÑO (SUMA DE DIGITOS)	
\$(U.S.DOLLS)	23822.326
COMO LOS CALCULOS REPORTAN UN TOTAL DE 5 REACTORES IGUALES	
LOS NUMEROS DE EQUIPO CORRESPONDIENTES SON 1,6,7,8 Y 9.	

Tabla 38. RESULTADOS DEL SISTEMA PARA UN TANQUE DE ALMACENAMIENTO.

ID. DE EQUIPO 10	
TANQUE DE ALMACENAMIENTO	
TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ACERO AL CARBON	
DEPRECIACION EN LINEA RECTA EN EL PRIMER AÑO, 1(U.S.DLLS)	6104.
DEPRECIACION EN EL PRIMER AÑO, SUMA DE DIGITOS, 1(U.S.DLLS)	11855.
COSTO DE COPIA, 1(U.S.DLLS)	116262.

Tabla 39. RESULTADOS DEL SISTEMA PARA UN COMPRESOR CENTRIFUGO.

ID. DE EQUIPO 11	
COMPRESOR	
CABALLOS DE FUERZA DEL COMPRESOR	10.
COSTO DE COPIA, 1(U.S.DLLS)	5195.
COSTO DE OPERACION POR AÑO, 1(U.S.DLLS)	587.
DEPRECIACION EN LINEA RECTA EN EL PRIMER AÑO, 1(U.S.DLLS)	471.
DEPRECIACION EN EL PRIMER AÑO, SUMA DE DIGITOS, 1(U.S.DLLS)	866.

Tabla 40. RESULTADOS DEL SISTEMA PARA UN SOPLADOR.

No. de equipo 13

SOPLADOR

CAPACIDAD DEL SOPLADOR, CFM	20596.
COSTO DE COMPRA, \$ (U.S. DOLLS)	54410.
COSTO DE OPERACION POR AÑO, \$ (U.S. DOLLS)	159046.
DEPRECIACION EN LINEA RECTA EN EL PRIMER AÑO, \$ (U.S. DOLLS)	4646.
DEPRECIACION EN EL PRIMER AÑO, SUMA DE LOS DIGITOS, \$ (U.S. DOLLS)	9286.

Tabla 41. RESULTADOS DEL SISTEMA PARA UNA BOMBA CENTRIFUGA.

No. de equipo 13

BOMBA CENTRIFUGA

CABALLOS DE FUERZA DE LA BOMBA	10.
COSTO DE COMPRA, \$ (U.S. DOLLS)	2665.
DEPRECIACION EN LINEA RECTA EN EL PRIMER AÑO, \$ (U.S. DOLLS)	242.
DEPRECIACION EN EL PRIMER AÑO, SUMA DE LOS DIGITOS, \$ (U.S. DOLLS)	445.
COSTO DE OPERACION POR AÑO, \$ (U.S. DOLLS)	

Tabla 42. RESULTADOS DEL SISTEMA PARA UN CALENTADOR A FUEGO DIRECTO.

IC. DE EQUIPO 14

CALENTADOR A FUEGO DIRECTO

COSTO DE COMPRA DEL 1971, \$(U.S.DOLLS)	25913.154
COSTO DE OPERACION POR AÑO, \$(U.S.DOLLS)	6000.000
DEPRECIACION EN EL PRIMER AÑO (LINE RECTA), \$(U.S.DOLLS)	2355.741
DEPRECIACION EN EL PRIMER AÑO (GRUPO DE DIGITOS), \$(U.S.DOLLS)	4327.477

Tabla 43. RESULTADOS DEL SISTEMA PARA LA EVALUACION ECONOMICA.

## \*\*\*\*\* EVALUACION ECONOMICA \*\*\*\*\*

AC. EQ.	COSTO	VALOR DE SERVICIOS	
	COMPRA (COL. DOLLO)	COL. DOLLO/100	DEPRECIACION PRIMER AÑO COL. DOLLO
1	.3112+75	0.	.2772+04
2	.1522+35	.1512+04	.1712+04
3	.4135+35	0.	.3751+04
4	.2012+35	0.	.1832+04
5	.6222+75	.6222+04	.6102+04
6	.6222+75	.6222+04	.6102+04
7	.6222+75	.6222+04	.6102+04
8	.6222+75	.6222+04	.6102+04
9	.6222+75	.6222+04	.6102+04
10	.1152+75	0.	.1102+04
11	.5122+34	.5222+03	.4712+03
12	.5442+37	.5352+06	.4922+04
13	.2672+34	.5372+03	.2422+03
14	.2572+35	.6222+04	.2762+04
TOTAL	.6522+35	.7782+06	.3732+05

COSTO PROMEDIO POR UNIDAD DE EQUIPO EN 1953, \$ (COL. DOLLO)	20603.
TOTAL EN LIMITE DE PATENTE, \$ (COL. DOLLO)	1642260.
INVERSION REAL DE CAPITAL, \$ (COL. DOLLO)	1703301.
COSTO DE MANUFACTURA, \$ (COL. DOLLO)	265546.
% RETORNO SOBRE LA INVERSION, ANTES DE IMPUESTOS	100.
BANCO EN LA INVERSION DESDE EL INICIO	100.

## **CAPITULO VII**

### **CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES**

Como un punto inicial en el presente trabajo se describieron los puntos comprendidos en la evaluación económica de un proyecto, en el cual se pudo resaltar la importancia de la inversión fija de capital como uno de los principales, esto debido a que interviene en casi todos los puntos de la evaluación.

Lo anterior se debe a que una evaluación económica, como se señaló, penetra en cada etapa del desarrollo de un proyecto y por consiguiente si el proyecto se encuentra en las primeras etapas, no se cuenta con muchos datos y la forma de determinar los puntos de la evaluación económica está en base a la inversión fija de capital, que a su vez para su determinación o no se cuenta con datos precisos o no son suficientes, por lo cual se debe proceder con métodos flexibles para que se pueda evaluar, dependiendo del nivel de precisión requerido y/o de los datos disponibles.

Posteriormente se analizó la estructura de la inversión donde se pudo observar que en una planta de producción existe sobre todo equipo principal y unidades auxiliares, que constituyen la parte más importante de la inversión realizada o a realizar, así como la influencia que tiene sobre ésta el sitio de localización para finalmente llegar a la determinación de la inversión fija de capital, para la cual se describieron diferentes métodos existentes.



Al analizar los métodos de evaluación de la inversión fija de capital se observó que estos métodos se pueden clasificar en dos grupos, lo cuales se diferencian principalmente por el hecho de que el grupo uno no dimensiona el equipo y, por el contrario el grupo dos si lo hace.

Estos métodos pueden ser usados dependiendo de si se tienen los datos requeridos para su aplicación, considerando las limitaciones de cada uno.

Cabe decir que conforme se van teniendo más datos disponibles del proyecto se puede ir cambiando el método aplicado a uno de mayor dificultad de evaluación y por consiguiente aumentar la exactitud del resultado, para así incrementar la precisión global de la evaluación económica.

Por otro lado, como era de esperarse, se observó que el dimensionamiento del equipo es de gran importancia en la evaluación de la inversión fija de capital, ya que para poder utilizar los métodos más precisos es necesario realizar dicho dimensionamiento, el cual depende del número de datos disponibles y de su confiabilidad, ya que como se pudo observar las variables y parámetros involucrados nos hacen variar el resultado. En adición podemos mencionar que existe más de una técnica para dimensionar el equipo de proceso y éstas, aunque en sus principios fundamentales son iguales, varían en algunos casos en las ecuaciones empleadas.

Con respecto al sistema implantado, como se pudo notar utiliza técnicas de dimensionamiento relativamente sencillas, pero adecuadas para la utilización de un método de evaluación de la inversión fija de capital del grupo dos. Por lo anterior se observó también que la precisión del dimensionamiento es de gran importancia sobre la determinación de la inversión fija de capital, por lo que resulta muy importante el proporcionar otras técnicas mejoradas para el dimensionamiento en futuros trabajos.

En el sistema sólo se implantó el método de Miller para la evaluación de la inversión fija de capital, por lo que resulta conveniente considerar la implantación de otros métodos en trabajos posteriores.

Por otro lado es conveniente actualizar los métodos de determinación de costos con datos e índices actuales.

Con respecto a lo anterior se hace necesario considerar las limitaciones de los índices de costo. Bajo el concepto de que un índice de costo se utiliza para llevar un costo de equipo de una fecha anterior a otra posterior (generalmente la actual), surgen las preguntas de si tan simple concepto adecua el amplio rango de variaciones de costo de un equipo tecnológicamente sofisticado, el concepto toma en cuenta las mejoras tecnológicas dentro del angosto espectro del equipo común, el concepto considera mejoras en metalurgia y técnicas de fabricación, el concepto toma en cuenta

lo obsoleto de ciertas piezas de equipo, la variación regional de los costos de fabricación, los arreglos de negocios entre cliente-proveedor.

Estos son algunos términos que contribuyen a la mayor perturbación de los índices de costo promedio. Por esas razones la escalación del costo de una pieza específica de equipo puede ser un asunto peligroso.

En vista de las limitaciones que han sido mencionadas, a continuación se presenta una aproximación para datos antiguos de costo:

Datos hasta 10 años de antigüedad son aceptables para ajuste con índices de costo.

Datos entre 10 y 20 años de antigüedad deben ser tratados con precaución; datos para piezas de equipo tales como bombas centrífugas y motores eléctricos son más probables a ser aceptables.

Datos de más de 20 años de antigüedad son frecuentemente inaplicables para estimados de estudio.

Ocasionalmente datos de costo antiguos de equipo normal pueden ser escalados con índices de costo con sorprendentes buenos resultados. Para propuestas de costo preliminares la proyección en un periodo de 30 años es aceptable.

En base a lo anterior y a los años de referencia de los datos de costo incluidos en el presente trabajo los datos reportados por el sistema caen dentro de un estimado preliminar o de orden de magnitud.

**CAPITULO VIII**

**BIBLIOGRAFIA**

1. Allen, D.H., Page, R.C.  
Revised technique for predesign cost estimating  
Chemical Engineering  
82(5):142 (1975)
  
2. Aries, R.S., Newton, R.D.  
Chemical Engineering Cost Estimation  
McGraw-Hill, New York  
1955
  
3. Arnold, T.H., Chilton, C.H.  
New index shows plant cost trends  
Chemical Engineering  
70(4):143 (1963)
  
4. Backurst, J.R., Harker, J.H.  
Process plant design  
England  
1973
  
5. Bauman, H.E.  
Up-to-date equipment costs  
Chemical Engineering  
54(1):49 (1962)

6. Bauman, H.E.  
Why build plants abroad  
Chemical Engineering  
54(3):34 (1962)
7. Bauman, H.E.  
Equipment and material costs abroad  
Chemical Engineering  
54(5):36 (1962)
8. Bauman, H.E.  
What is the real cost of labor abroad  
Chemical Engineering  
54(7):34 (1962)
9. Bauman, H.E.  
Cost for chemical process plants abroad  
Chemical Engineering  
54(9):40 (1962)
10. Boston, J.F., et al.  
Computer-Aided industrial process design  
Tercer reporte anual, Massachusetts institute  
of technology, Cambridge, MA,  
1979

11. Berck, J.M., Haselbarth, J.E.  
Cost-Capacity data IV  
Chemical Engineering  
68(5):182 (1961)
12. Chauvel, A., et al.,  
Manual of economic analysis of chemical process  
Institut francais du pétrole, McGraw-Hill,  
New york  
1976
13. Chilton, C.H.  
Cost data correlated  
Chemical Engineering  
56(6):97 (1949)
14. Chilton, C.H.  
Plant cost index points up inflation  
Chemical Engineering  
Abril 25, pag. 190 (1966)
15. Cornell, D., et al.,  
Chemical Engineering Prog.  
56(7):68 (1960)



16. Donohue, D.A.

Exanger design parte II

Petroleum Refiner

34(10):129 (1955)

17. Donohue, D.A.

Exanger design parte III

Petroleum Refiner

34(11):175 (1955)

18. Erbar, J.H., Maddox, R.N.

Latest score: reflux vs. trais

Petroleum Refiner

37(9):331 (1958)

19. Fair, J.R.

Sorption processes for gas separation

Chemical Engineering

76(15):90 (1969)

20. Fair, J.R., Bolles, W.L.

Modern design for destilation

Chemical Engineering

75(8):156 (1968)

21. Fenske, M.R.  
Fractionation of straight-run Pennsylvania gasoline  
Ind. Eng. Chem.  
24:482 (1932)
22. Frank, J.I., Waligura, C.L.  
Reactor cost program  
Unpublished, Cullen Collage of Engineering,  
University of Houston, Houston Texas,  
1969
23. Gilliland, E.R.  
Multicomponent rectification estimation of the number of  
theoretical plates as a function of the reflux  
Ind. Eng. Chem.  
32:122 (1940)
24. Guthrie, K.M.  
Data and techniques for preliminary capital cost estimating  
Chemical Engineering  
75(26):144 (1968)
25. Hacney, J.W.  
Capital cost estimates for process industries  
Chemical Engineering  
Marzo 7, pag. 116 (1960)

274.

26. Hall, R.S., et. al.

Estimating process equipment costs

Chemical Engineering

Noviembre 21, (1988)

27. Hand, W.E.

From flow sheet to cost estimate

Petroleum Refiner

37(9):331 (1958)

28. Haselbarth, J.E.

Updated investent costs for 60 types of chemical plants

Chemical Engineering

74(25):214 (1967)

29. Haselbarth, J.E., Berck, J.M.

Analysis of ethylene plant cost

Chemical Engineering

67(10):158 (1960)

30. Hengstebeck, R.J., Bancharo, J.T.

Desproportionation of toluene - Preliminary design and economic study

Unpublised, Indiana,

1969

31. Hill, R.D.  
What petrochemical plant cost  
Petroleum Refiner  
Agosto, pag. 106 (1956)
32. Hirsch, J.H., Glazier, E.M.  
Estimating plant investment costs  
Chem. Eng. Progr.  
56(12):37 (1960)
33. Holland, F.A., Watson, F.A.  
How to estimate capital cost  
Chemical Engineering  
81(7):71 (1974)
34. Kern, D.Q.  
Procesos de tranferencia de calor  
McGraw-Hill, New York,  
1950
35. Kohn, P.M.  
CE cost indexes maintain 13-years ascent  
Chemical Engineering  
Mayo, (1978)

276.

36. Kreith, F.

Principles of heat transfer  
International textbook company,  
Scranton, Pennsylvania,  
1968

37. Lang, H.J.

Engineering approach to preliminary cost estimates  
Chemical Engineering  
Septiembre, pag. 130 (1947)

38. Lang, H.J.

Cost relationships in preliminary cost estimation  
Chemical Engineering  
Octubre, pag. 117 (1947)

39. Lang, H.J.

Simplified approach to preliminary cost estimates  
Chemical Engineering  
Junio, pag. 112 (1948)

40. Leva, M.

Tower packing and packed tower desing  
The United States Stoneware company,  
Akron, Ohio,  
1953

41. Levenspiel, O.  
Chemical reaction engineering  
New York  
1962
42. Miller, C.A.  
New cost factors give quick, accurate estimates  
Chemical Engineering  
72(19):226 (1965)
43. Mills, H.E.  
Costs of process equipment  
Chemical Engineering  
71(6):133 (1964)
44. Norden, R.B.  
CE cost indexes: a sharp rise since 1965  
Chemical Engineering  
76(10):134 (1969)
45. Peters, M.S., Timmerhuas, K.D.  
Plant design and economics for chemical engineers  
McGraw-Hill, New York,  
1968

46. Pikulik, A, Diaz, H.E.  
Cost estimating for major process equipment  
Chemical Engineering  
84(21):107 (1977)
47. Ricci, L.J.  
CE cost indexes accelerate 10 year climb  
Chemical Engineering  
82(9):117 (1975)
48. Rudd, D.F., Watson, C.C.  
Strategy of process engineering  
Wiley, New York,  
1968
49. Sieder, E.N., Tate, G.E.  
Heat transfer and pressure drop of liquids in tubes  
Ind. Eng. Chem.  
28:1429 (1936)
50. Souder, M., Brown, G.G.  
Design of fractionating columns  
Ind. Eng. Chem.  
26:98 (1934)

51. Stevens, R.W.  
Equipment cost indexes for process industries  
Chemical Engineering  
Noviembre, pag. 124 (1947)
52. Thorsen, D.R.  
The seven-years surge in the CE cost indexes  
Chemical Engineering  
79(25):168 (1972)
53. Underwood, A.J.V.  
Chemical Engineering Prog.  
44:603 (1948)
54. Valle-Riestra, J.F.  
Project evaluation in the chemical process industries  
McGraw-Hill, New York,  
1976
55. Walas, S.M.  
Reaction Kinetics for chemical engineers  
McGraw-Hill, New York,  
1959



56. Williams, A.J.

Six-tenths factor aids in approximating cost

Chemical Engineering

54(12):124 (1947)

57. Yagi, H.

ASPEN Cost estimation system

M.S. Thesis, Departamento de ingeniería química,  
Massachusetts institute of technology, Cambridge, MA  
1979

58. Zevnik, F.C., Buchanan, R.L.

Chem. Eng. Progr.

Febrero, pag. 70 (1963)

59. Worley, J.F.Jr.

Chemical Engineering Economic Process

M.S. Thesis, University of Houston, Houston Texas.

1971

**A P E N D I C E     A**

## G L O S A R I O

Con el proposito de que no exista confusión en los términos que se emplean en el presente trabajo a continuación se dan unas definiciones de dichos términos.

**Costos en sitio:** Estos son costos base ajustados a condiciones de costo tal como existirían en el tiempo y lugar especificados para el análisis económico.

**Factor de eficiencia:** Este se define como la producción anual total esperada dividida entre el producto de la capacidad de producción diaria de la planta por 365.

**Costo base:** Este se define como el costo en un año determinado.

**Costo total base del proyecto:** Este incluye costos unitarios en límite de batería, más todos los servicios requeridos para trabajar las unidades de una manera viable, esto en una planta autosuficiente; en caso contrario se deberán designar servicios, si alguno se compra del exterior. Este término incluye solamente costos directos.

**Límites de batería:** Es una frontera geográfica definiendo el área de manufactura de una planta, incluyendo todo el equipo

empleado en el proceso de manufactura real, pero excluyendo almacenes, servicios, edificios administrativos y otras unidades las cuales proporcionan servicios usados por la planta de manufactura.

**Capital:** En concepto, la planta y dependencias permanentes del proyecto o sus valores. También, aquella cantidad de dinero invertida en el proyecto, no tratado como gasto corriente.

**Costo de equipo en acero al carbón:** Se refiere al costo del equipo fabricado de acero al carbón, para operar en condiciones de presión y temperatura normales.

**Flujo de efectivo:** Es el relativo al total de ingresos o gastos anuales de efectivo para un proyecto o cuenta de proyecto.

**Sección de costos:** Es un grupo de equipo individual totalmente estructurado en una unidad de proceso completamente definida por el diagrama de flujo de proceso.

**Depreciación:** Una sistemática y racional forma de asignar costo, menos valor recobrado, de un activo tangible sobre la vida útil, modificado por las prácticas de regulación de impuestos. También se puede considerar como el importe anual asignado. Una asignación no voluntaria.

**Costo directo de mano de obra de construcción:** Es el costo de mano de obra de construcción incluyendo todos los impuestos,

beneficios y cargos requeridos por la ley o por acuerdo laboral, las cuales resultan directamente de pago de sueldos de jornada.

**Costo directo del material:** Es el costo de todo el equipo y materiales los cuales llegan a ser parte permanente de la planta, más la mano de obra de construcción directa requerida para su instalación.

**Proporción discontinua:** Es la relación de cambio en valor de una cantidad manejada durante una unidad de tiempo generalmente expresada como porcentaje anual y utilizada para determinar el valor equivalente durante el tiempo.

**Escalación:** Es el porcentaje de aumento en un año en historia o costo estimado de equipo, materiales, o mano de obra como resultado del incremento en sus precios.

**Inversión fija de capital:** Es el capital requerido para proporcionar todos los efectivos necesarios para el proyecto, a pesar de la remota posibilidad de que puedan ser operaciones de manufactura.

**Costos indirectos:** Es el costo de materiales, mano de obra y servicios requeridos para suministrar un soporte directo, es decir ingeniería de diseño, inspecciones de campo, etc.

**Proporción de interés:** Es la relación de pago de intereses a saldo de capital para una unidad de tiempo, generalmente expresada en por ciento por año.

**Precio nivelado:** Es una serie geométrica de costo o precios convertidos a una serie uniforme.

**Índice de valor presente neto:** Es la relación del valor presente neto al requerimiento total de capital.

**Vida de proyecto:** Es el tiempo que llevará el desarrollo del proyecto hasta la puesta en operación de la planta, más el periodo de estabilización.

**Proceso:** Es un conjunto de unidades de operación secuenciales, o una simple unidad, las cuales ejecuta una conversión definida o transformación.

**Costo de compra de equipo:** Es el costo F.O.B. (costo de transporte) del equipo puesto en la planta. Este no incluye ninguno de los costos de instalación en el sitio, excepto cuando se requiere la fabricación en campo, porque enviarlos no resulta viable económicamente.

**Precio requerido:** Es el cálculo del precio que cubrirá todos los costos de producción, incluyendo los gastos de operación, impuestos y un retorno sobre la inversión del capital específica.

**Costo de arranque:** Son los gastos que se requieren durante el periodo comprendido entre el fin nominal de construcción y la etapa de producción de una específica cantidad y calidad de productos.

**Capital circulante:** Es la cantidad de fondos en adición al capital fijo necesario, para satisfacer gastos corrientes durante la fase operacional del proyecto. Estos fondos cubren cada concepto como mínimo efectivo requerido, para facilitar financiamiento a las operaciones de: compra de materias primas, inventarios de químicos, catalizadores, etc.

**Valor presente neto:** Es el valor actual estimado de una cantidad de dinero que se habrá de recibir en una fecha futura.

**A P E N D I C E   B**



REVISION DE PROGRAMAS DISPONIBLES PARA ESTIMACION  
DE COSTOS Y ANALISIS ECONOMICOS

El análisis de Software indica que los programas en este campo varían en grado de complejidad (estructura del sistema y metodología) y tamaño. Esto se debe básicamente a que cada programa fue desarrollado para su aplicación en cada uno de los siguientes propósitos:

- a) Programas desarrollados para análisis de proyectos.
- b) Subprogramas de evaluación económica, las cuales son ligadas a un simulador de procesos principal.
- c) Programas que tienen aplicación en áreas específicas en evaluaciones económicas (dimensionamiento y costeo de equipo, cálculo de rentabilidad, análisis de riesgo y datos de costo).

La tabla 44 presenta una lista de programas de acuerdo a la clasificación anterior.

Información técnica general

El lenguaje fuente para todos esos programas es FORTRAN IV. Todos los programas operan en modo batch. La única excepción es ECONOMIST el cual es completamente interactivo. Aunque todos los

Tabla 44. PROGRAMAS PARA EVALUACION ECONOMICA

GRUPO A:		
*	CHEEP	(Universidad de Houston)
*	ECONOMIST	(C.A.O. Centro, U.K.)
*	Programa Económico Preliminar	(Halcon Computer Tech., Inc.)
*	Evaluación económica de procesos y costos de operación	(Merck, Sharp & Dohme Labs)
*	PEPCOST	(Stanford Research Institute)
*	PROVES	(G. Enyedy, Jr., Consultores de Ingeniería)
GRUPO B:		
*	CAPEB	(Chiyoda Chem. Engineering and Construction Co., Japan)
*	CEDA	(Universidad de Houston/EPA)
*	FLOWTRAN	(Compañía Monsanto)
*	FLOWPACK	(I.C.I.)
*	SPAD	(Universidad de Wisconsin)
*	PDA	(Phillips Petroleum Co.)
GRUPO C:		
(i)	Estimación de costo recipientes a presión	(Halcon Compute, Tech., Inc.)

Tabla 44. PROGRAMAS PARA EVALUACION ECONOMICA  
(Continuación)

(i)	Bombas (2)	(Raphael Katzen Associates)
(i)	Costo de intercambiadores de calor de tubos y coraza	(Mc Donnell Douglas Automation)
(i)	Costo de intercambiadores	(Halcon Computer Tech.)
(i)	Costo de diseño	(Universidad de Massachusetts)
(ii)	CFA	(Kennecott Copper Corp.)
(ii)	Análisis de flujo de efectivo discontinuo	(Universidad del Norte de Carolina)
(ii)	DCFROR	(Cosmics)
(ii)	PRP	(Oak Ridge National Labas/ERDA)
(ii)	PROFIT	(Universidad de Washington)
(iii)	Estimación de rentabilidad	(Renneslaer Polytechnic Inst.)
(iv)	PDQS	(PDQS Inc.)

programas fueron desarrollados con una estructura modular, sólo PROVES está desglosado en subsistemas que pueden operar solos.

#### Programas para dimensionamiento y costos

Un amplio rango de tipos de equipo son manejados por los programas bajo revisión. Un sumario de subprogramas para varios tipos de equipos se presentan en la tabla 45.

- i) CHEEP      Son usados métodos bien establecidos para cálculos de diseño. Los métodos cortos dan valores a parámetros de diseño. El costo base de equipo se deriva de correlaciones de costo.
  
- ii) CEDA      Estima el requerimiento de servicios. Su principal aplicación es para diseño y simulación de equipo para el control de contaminación del aire. El costo de capital para el equipo se basa en correlaciones desarrolladas por The U.S. Health Service. Aplica factores para estimar costos requeridos de instalación. Las relaciones empíricas se usan para estimar costos de mantenimiento y operación.
  
- iii) FLOWTRAN      Los bloques de dimensionamiento están íntimamente ligados a los bloques de simulación. Los cos

Tabla 45. RUTINAS DE DIMENSIONAMIENTO Y COSTO EN PROGRAMAS

Tipo de equipo	CEDA		CHEEP		ECONOMIST		FLOWTRAM		PEPCOST		PROVES		PDA		Est. costo recipientes a presión		Valor de intercambio de calor			
	D	C	D	C	D	C	D	C	D	C	D	C	D	C	D	C	D	C		
Recipientes a presión			**		*		*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*		
Columnas de destilación			**		*		*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*		
Absorbedores y desorbedores	**		**		*		*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*		
Cambiadores de calor			**		*		*	*	*	*	*	*	*	*	*	*			*	*
Calentadores a fuego directo					*				*											
Colectores de polvo	**				*															
Bombas			**		*		*	*	*	*	*	*	*	*						
Compresores			**		*		*	*	*	*	*	*	*	*						
Reactores			**		*						*	*	*	*						
Hornos			**		*				*	*			*	*						
Columnas de extracción											*	*								
Agotadores	**				*															
Ventiladores					*						*	*	*	*						
Sopladores			**		*						*	*	*	*						
Secadores					*						*	*	*	*						
Tanques flash							*	*												
Evaporadores					*															
Filtros					*						*	*								
Enfriadores					*								*	*						
Eyectores					*								*	*						
Molinos					*								*	*						
Transportadores					*								*	*						
Centrifugas					*								*	*						
Tanques de almacenamiento			**		*				*	*			*	*						

D = Dimensionamiento

C = Costo

tos se derivan de correlaciones. Son usados métodos bien establecidos para cálculos de diseño.

iv) PDA El paquete de simulación consta de un gran número de programas separados. Tiene varios bloques para diseño de equipo. El nivel de dimensionamiento es bastante detallado y existen opciones generales a diferentes niveles de detalle.

v) PROVES Este sistema tiene un gran número de programas para varios tipos de equipos. Estos programas son aparte un subprograma SCOPE, el cual es capaz de operar solo. No son claros los métodos usados para cálculos de diseño, pero los programas estiman valores para parámetros relevantes para el costeo. El banco de datos de costo está basado en el AACE'S Costo Data Bank (desarrollado bajo el proyecto Come).

Una reciente revisión por Bresles y Kuo en programas para estimación de costo incluye aspectos de varios de estos programas.

PEPCOST y ECONOMIST, no tienen rutinas para cálculos de diseño, pero lo llevan a cabo con un gran banco de datos.

PEPCOST usa correlaciones desarrolladas por el Preliminary Economics Program at S.R.I.

ECONOMIST da un gran set de correlaciones desarrolladas con el soporte del C.A.D.C. en Inglaterra

#### Estimación de Inversión de Capital

Los métodos de estimación revisados en el grupo dos en el Capítulo III, han sido aplicados en los programas bajo evaluación. Las opciones disponibles en cada programa están presentadas en la tabla 46.

Los métodos factoriales han sido usados en ECONOMIST, CHEEP, FLOWTRAN Y PEPCOST. Estos métodos en general requieren mayor participación del usuario (valores de factores, etc.).

Los métodos Default (los cuales requieren un mínimo de información) son el método analítico de Hirsch y Glazier en PEPCOST y el método corto de Zevnik y Buchanan en PROVES.

PROVES, usa el método Zevnik y Buchanan durante la operación de su programa de evaluación económica (EFFECT), pero usa otro método en su programa principal. Es posible usar otras dos opciones (aparte de la opción por default) en PEPCOST, que son el método Factorial de Miller y Método Modular de Guthrie.

#### Estimación de costos de operación

Un procedimiento similar es usado en todos los programas. El estimado es dividido en los siguientes grupos:

- i) Costos variables (proporcional al nivel de producto).

Tabla 46. ESTIMACION DE INVERSION FIJA DE CAPITAL.

Método de estimación	CHEEP	ECONOMIST	FLDUTRAN	PEPCOST	PROVES
Método modular de Guthrie				•	
Método de propoción de equipo					•
Método factorial de Miller	•	•		•	
Método factorial de correlación		•			
Método del factor de Lang		•	•		
Método de Hirsch y Glazier				•	
Método de Zevnik y Buchanan					•
Factor detallado			•		



Los servicios y consumo de materias primas son acumulados de los resultados de simulación y dimensionamiento, los cuales requieren información por parte del usuario.

ii) Costos semivariables.

Son estimados proporcionalmente al costo de la inversión en la mayoría de los programas. El usuario debe indicar los valores en el caso de ECONOMIST. CHEEP usa el método de Rudd y Watson (10 - 20% del costo de la inversión). PROVES usa constantes y proporciones prestadas por Klumpar el cual involucra el uso de simples relaciones matemáticas.

**Pronóstico de volumen y precio de ventas**

Separadamente del supuesto de precios y volumen de ventas constantes usados por FLOWTRAN, CHEEP, etc., otros modelos y aproximaciones han sido usados en PROVES y ECONOMIST para ayudar al análisis de sensibilidad. Estos dos programas permiten variaciones en el flujo de efectivo, en base anual.

PROVES tiene las siguientes opciones:

- i) Constantes de volumen y precio de ventas.
- ii) El precio regular puede ser modificado usando el "Learning curve principle" (se usa el modelo Perkins y Enyedy).

iii) La tendencia del volumen de ventas es representada por una modificación del modelo de Tureff y Diller.

ECONOMIST requiere del usuario el perfil de precios de venta y/o volumen de ventas, las cuales pueden ser usadas para modificar el nivel de las dos variables.

PROVES usa factores que relacionan ventas anuales a un valor de ventas específico (regular), para tomar en cuenta variaciones en el volumen de ventas. Se requiere información de mercado como: volumen de ventas año por año y precio de venta o volumen y precio de venta del primer año más el número de años requeridos para alcanzar el volumen regular.

Una relación Gaussiana tiempo-volumen, es usada con correcciones para los periodos inicial y final.

Otros componentes del flujo de efectivo (pagos, administración, ventas y gastos generales) son estimados en PROVES por el uso de factores standar.

ECONOMIST asume una distribución igual de la inversión fija de capital y los costos de capital de trabajo durante el período de construcción y arranque.

El flujo de efectivo anual es actualizado con índices de inflación. Un perfil del precio de venta puede ser dado por el usuario en el lugar del precio de venta fijo.

### Cálculo de rentabilidad

CHEEP y FLOWTRAN, ofrecen retorno de inversión como índice de rentabilidad. No tienen rutinas detalladas para estimación de flujo de efectivo.

PROVES, extiende la evaluación económica para cubrir el análisis de riesgo de varios parámetros (ver tabla 47 y 48). Veinticinco alternativas representando cinco capacidades de plantas y cinco precios de ventas, pueden ser manejados automáticamente en PROVES.

ECONOMIST, hace análisis de riesgo, que examina cambios en rentabilidad debido a varios parámetros (ver tabla 48). Se especifican mínimos, máximos e incremento de valores de parámetros seleccionados.

Tabla 47. CALCULO DEL INDICE DE RENTABILIDAD.

Tipo de indice	DISPONIBLES			
	CHEEP	ECONOMIST	FLOWTRAN	PROVES
DCF Tasa de retorno		*		*
Valor presente neto		*		*
Indice de valor presente				*
Retorno de inversión	*		*	
Valor presente		*		

Tabla 48. ANALISIS DE RIESGO.

Listado de parámetros económicos usados en los programas.

PROVES	ECONOMIST
Costo de inversión	Inversión fija
Costo de manufactura	Costo de materia prima
Subproductos	Tiempo de vida de la planta
Precio de subproductos	Precio de venta
Costo de proceso	Capacidad de la planta
Gastos de investigación	Costo de servicios
Derechos	Costo de mantenimiento
Volumen de ventas	Costo de mano de obra
	Gastos de ventas
	Precio de reactivos y catalizadores