

300618

3
2y.



Universidad La Salle

ESCUELA DE QUIMICA
incorporada a la U. N. A. M.

**"PROGRAMA DE COMPUTADORA PARA LA ESTIMACION DE
COSTOS DE COLUMNAS CONVENCIONALES DE DESTILACION
DE MEZCLAS MULTICOMPONENTES"**

Tesis Profesional

Que para obtener el titulo de
INGENIERO QUIMICO

p r e s e n t a n

**JORGE CAZARES LOPEZ
TERESITA SANCHEZ MAGDALENO**

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

México, D. F.

1987



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

INTRODUCCION	1
CAPITULO 1.- SISTEMAS DE MULTICOMPONENTES	4
1.1.- DESTILACION FRACCIONADA	4
1.2.- CONCEPTOS GENERALES INVOLUCRADOS EN EL DISEÑO DE TORRES DE DESTILACION.	6
1.2.1.- REFLUJO.	7
1.2.2.- ETAPA DE CONTACTO (PLATO)	9
1.2.3.- CONSIDERACIONES DE DISEÑO EN LOS PROCESOS DE ... FRACCIONAMIENTO	10
1.2.3.1.- PRESION	12
1.2.3.2.- NUMERO DE ETAPAS DE EQUILIBRIO	13
1.2.3.3.- ETAPAS REALES EFICIENCIA	15
1.2.3.4.- DISEÑO DEL PLATO	17
1.2.3.5.- DISEÑO DE LA COLUMNA	18
1.2.3.6.- DISEÑO DE ACCESORIOS	19
1.2.4.- CONSIDERACIONES GENERALES SOBRE LA ETAPA DE -- EQUILIBRIO	19
1.2.4.1.- LIMITES DE OPERABILIDAD	19
1.2.4.2.- RELACIONES CUANTITATIVAS	21
1.2.4.3.- REFLUJO MINIMO	27
1.2.4.4.- REFLUJO TOTAL	27
1.3.- NOMENCLATURA	29
CAPITULO 2.- PROCEDIMIENTOS DE CALCULO	32
2.1.- METODOS CORTOS	32
2.1.1.- ECUACION DE FENSKE PARA REFLUJO TOTAL	33
2.1.2.- ECUACIONES DE UNDERWOOD PARA REFLUJO MINIMO	39
2.1.3.- CORRELACION DE GILLILAND	41
2.2.- METODOS CORTOS ALTERNOS	43
2.3.- METODOS RIGOROSOS	45
2.3.1.- METODO DE LEWIS - MATHESON	46
2.3.2.- METODO DE THIELE Y CEDDES	52
CAPITULO 3.- DISEÑO HIDRAULICO DE PLATOS PERFORADOS	58
3.1.- CONSIDERACIONES GENERALES	58
3.2.- TERMINOLOGIA DE ARCAS	60
3.3.- DISEÑO DE PLATOS	62
3.4.- SUMARIO DE LOS EFECTOS DE LAS VARIABLES DE DISEÑO DE PLATOS	64
3.5.- DISEÑO PRELIMINAR.....	67
3.6.- PROCEDIMIENTO DE DISEÑO	67

3.7.-	RESUMEN DE ESTANDARDES RECOMENDADOS PARA EL DISE- ÑO DE PLATOS	80
3.8.-	NOMENCLATURA	84
CAPITULO 4.- ESTIMACION DEL COSTO DEL EQUIPO		87
4.1.-	SELECCION DEL EQUIPO Y SU TAMAÑO PARA ESTIMACIONES PRELIMINARES DE COSTOS	87
4.1.1.-	ACERCAMIENTO HEURISTICO	87
4.1.2.-	FACTORES DE SEGURIDAD	90
4.1.3.-	LISTA DEL EQUIPO	91
4.2.-	ESTIMACION DEL COSTO DE COMPRA DEL EQUIPO	92
4.2.1.-	DEFINICION DEL COCICO DE COMPRA	92
4.2.2.-	METODOS DE PRESENTACION DE LOS DATOS SOBRE COSTOS.	94
4.2.3.-	METODOS DE ESTIMACION EN AUSENCIA DE INFORMACION - ESPECIFICA	99
4.3.-	EFECTO DE LA INFLACION SOBRE LOS COSTOS	100
4.3.1.-	INDICES DE COSTOS	100
4.3.2.-	LIMITACIONES DE LOS INDICES DE COSTOS	103
4.4.-	COSTO DE INSTALACION DEL EQUIPO	105
4.4.1.-	REQUERIMIENTOS TÍPICOS DE INSTALACION	105
4.4.2.-	ESTIMACION DEL COSTO DE INSTALACION	105
4.5.-	EVALUACION DEL COSTO DE INSTALACION DE UNA COLUMNA DE DESTILACION	110
4.5.1.-	COSTO DE LA CORAZA	110
4.5.2.-	INSTALACION DE LOS PLATOS	113
4.5.3.-	MATERIAL GENERAL Y TRABAJO EN PLANTA	117
4.5.4.-	GASTOS GENERALES, INGENIERIA Y CONTINGENCIAS	120
CAPITULO 5.- PROGRAMAS DE COMPUTADORA		123
5.1.-	PROCEDIMIENTO GENERAL	123
5.2.-	LISTA DE VARIABLES	128
5.3.-	DIAGRAMAS DE FLUJO	139
5.3.1.-	PROGRAMA PRINCIPAL	139
5.3.2.-	SUBROUTINAS	151
5.3.2.1.-	CALCULO DE TEMPERATURA DE ROCIO Y DE BURBUJA	161
5.3.2.2.-	CALCULO DE EQUILIBRIO X	163
5.3.2.3.-	CALCULO DE EQUILIBRIO Y	164
5.3.2.4.-	DIFERENCION DE TEMPERATURA	165
5.3.2.5.-	CALCULO DE ENTALPIAS DE COMPONENTES Puros	166
5.3.2.6.-	AJUSTE DE TEMPERATURAS POR THIELE - GEDDES	167
5.3.2.7.-	PARÁMETRO DE PARECIDAZ DE VAPOR (C _{SB})	168
5.3.2.8.-	ARRASTRE FRACCIONAL (F)	169
5.3.2.9.-	COEFICIENTE DE RESERVA DE VAPOR (C _{VO})	170
5.3.2.10.-	FACTOR DE ABRIGACION (R)	172
5.3.2.11.-	FACTOR DE FRICCION (F)	173
5.3.2.12.-	EFICIENCIA GLOBAL DEL PLATO	175
5.3.2.13.-	RESSES MOLECULARES PONDERADOS PARA LIQUIDO Y VAPOR.	175

5.3.2.14.-	DENSIDADES PONDERADAS PARA LIQUIDO Y VAPOR.....	177
5.3.2.15.-	VISCOSIDAD PONDERADA DEL LIQUIDO.....	178
5.3.2.16.-	EVALUACION DEL COSTO DE LA CORAZA	179
5.3.2.17.-	EVALUACION DEL COSTO DE LOS PLATOS	180
5.3.2.18.-	CALCULO DE TM A PARTIR DE M	181
5.4.-	LISTADO DEL PROGRAMA	182
5.5.-	EJECUCION DEL PROGRAMA	200
CAPITULO 6.-	RESULTADOS Y CONCLUSIONES	206
6.1.-	RESULTADOS DEL DISEÑO HIDRAULICO Y DE LA EVALUA- CION ECONOMICA	206
6.1.1.-	DISEÑO HIDRAULICO PARA LA RELACION L/G = 0.422 ..	207
6.1.2.-	DISEÑO HIDRAULICO PARA LA RELACION L/G = 2.133 ..	209
6.1.3.-	EVALUACION ECONOMICA PARA EL EQUIPO DE ACERO AL CARBON (L/G = 0.422)	209
6.1.4.-	EVALUACION ECONOMICA PARA EL EQUIPO EN ACERO AL CARBON (L/G = 2.133)	210
6.1.5.-	EVALUACION ECONOMICA PARA EL EQUIPO EN ACERO INOXIDABLE 304 (L/G = 0.422)	211
6.1.6.-	EVALUACION ECONOMICA PARA EL EQUIPO EN ACERO INOXIDABLE 304 (L/G = 2.133)	212
6.1.7.-	EVALUACION ECONOMICA PARA EL EQUIPO EN ACERO INOXIDABLE 316 (L/G = 0.422)	213
6.1.8.-	EVALUACION ECONOMICA PARA EL EQUIPO EN ACERO INOXIDABLE 316 (L/G = 2.133)	214
6.2.-	CONCLUSIONES	215
6.2.1.-	COMPARACION DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS DE LA ESTIMACION ECONOMICA	215
6.2.2.-	RELACION ENTRE CAPACIDAD Y COSTO DEL EQUIPO	218
6.2.3.-	SELECCION DEL MATERIAL	221
6.2.3.4.-	MATERIAL DE CONSTRUCCION	222
6.2.4.-	COMPARACION DE LA ESTIMACION ECONOMICA CON UN ME- TODO ALTERNATIVO DE CALCULO	224
6.2.5.-	RELACION ENTRE LAS ESTIMACIONES DE COSTOS A PAR- TIR DE DISTINTAS FUENTES	230
BIBLIOGRAFIA		233

INTRODUCCION.

El diseño del equipo necesario para llevar a cabo las operaciones de destilación involucra una gran serie de dificultades que van desde la determinación de la composición de la mezcla a separar, la evaluación de las propiedades de los componentes hasta la aplicación de métodos rigurosos de cálculo que permitan obtener resultados cercanos a la realidad.

La gran versatilidad de los sistemas computacionales desarrollados en la actualidad han permitido su aplicación dentro del campo de la Ingeniería Química apoyando la elaboración de métodos de cálculo relativamente rápidos y confiables logrando con esto reducir considerablemente el tiempo necesario para el diseño del equipo.

El presente trabajo tiene por objetivo desarrollar un programa de computadora con la capacidad para efectuar los cálculos necesarios y obtener una estimación del costo de equipos de destilación para mezclas de multicomponentes, partiendo de una alimentación con características definidas así como de los requerimientos de separación deseados en el proceso.

El programa de cálculo parte del establecimiento de los balances de materia y energía, haciendo ajustes de las composiciones y temperaturas

para cada etapa de equilibrio. Se aplican métodos de cálculo que van aproximando los resultados obtenidos en cada estimación hasta obtener aquellos que se puedan emplear para establecer una evaluación de costos.

Este trabajo no pretende dar una solución óptima, sino únicamente proporcionar una estimación del costo que pueda tener el equipo requerido para una separación dada, utilizando para esto una herramienta muy útil en la agilización de los cálculos como lo es la computadora.

Como información mínima necesaria se requieren las características de la mezcla de alimentación, así como la separación deseada para los componentes clave definidos por el usuario. Además es necesario contar con los datos de equilibrio líquido-vapor de los componentes a procesar, los valores de entalpías, densidades, viscosidades y pesos moleculares.

El programa calcula y ajusta los balances de materia y energía utilizando los siguientes métodos:

- Método de Underwood.
- Ecuación de Fenske.
- Ecuación de Gilliland.
- Método de Lewis - Matheson.
- Método de Thiele - Geddes.

De estos se obtienen los datos para dimensionar el equipo haciendo un ajuste a partir de un diseño hidráulico propuesto, para posteriormente obtener el costo estimado del equipo.

Los cálculos se aplican para torres de destilación de platos perforados, siendo necesario hacer los ajustes pertinentes al programa en caso que se requiera evaluar equipos con otro tipo de platos.

Como última consideración hay que recalcar que este programa está basado en el hecho de que la mezcla a separar se comporta idealmente a las condiciones de proceso, tanto en fase líquida como vapor.

1. SISTEMAS DE MULTICOMPONENTES . -

Un sistema de multicomponentes se define como un sistema constituido por más de dos compuestos ó materiales, los cuales, aunque formen una mezcla íntima, son perfectamente identificables conservando cada uno sus propiedades originales.

En la actualidad, el conocimiento acerca de los sistemas no ideales de este tipo es extremadamente limitado, sin embargo, muchos de los sistemas multicomponentes de importancia industrial pueden considerarse como casi ideales para todos los fines prácticos bajo ciertas condiciones de presión y temperatura.

Aquéllos sistemas compuestos por mezclas de hidrocarburos, mezclas de isómeros ó mezclas de compuestos homólogos pueden aproximarse al comportamiento ideal tanto en el estado líquido como el vapor. En estos casos, puede aplicarse la Ley de Raoult ó su equivalente en función de las fugacidades para calcular el equilibrio.

1.1 DESTILACION FRACCIONADA.

La aplicación esencial de la destilación es con el propósito de separar dos ó más componentes que se encuentran presentes en una mezcla, con el objeto de obtener productos que cumplan con cierto grado de pureza y características específicas. Las consideraciones económicas en la pro-

ducción de materiales que cumplan con dichas características se llevado al desarrollo de procesos de destilación fraccionada que pueden ser del tipo de etapas, el cual es ampliamente utilizado, ó del tipo diferencial.

Desde otro punto de vista, la destilación fraccionada en etapas puede ser considerada como un proceso en el cual se disponen una serie de etapas de vaporización instantánea, de tal forma que los productos de cada etapa son alimentados a etapas adyacentes.

El vapor producido en una etapa es conducido a la etapa superior y el líquido a la etapa inferior. A su vez, esta etapa recibe el líquido proveniente de la parte superior y el vapor de la parte inferior como corrientes de alimentación. En este arreglo, la concentración del componente más volátil se va incrementada en la fase vapor de cada etapa en dirección al flujo del mismo y disminuye en el líquido en la dirección del flujo de éste, incrementándose además la concentración del componente menos volátil en la fase líquida. Como los constituyentes ligeros se concentran en el vapor en cada etapa sucesiva, la temperatura decrece de etapa en etapa y alcanza el mínimo cuando se produce la última cantidad de vapor del proceso. En forma similar, la temperatura se incrementa en dirección del flujo de líquido y la máxima temperatura se alcanza en el punto en el que el producto líquido se extrae del fondo del proceso.

En vista de que la temperatura es una medida del nivel de energía calorífica, resulta obvio que es necesario suministrar este tipo de energía para llevar a cabo el proceso de destilación.

Además de la energía calorífica involucrada en mantener una diferencial de temperatura, debe ser suministrada una cantidad de calor que equivale aproximadamente al calor latente del vapor desarrollado en la última etapa con respecto al flujo de vapor. Esta energía puede ser proporcionada en la alimentación ó en la última etapa de la cual se extrae el producto líquido, ó en ambos lugares.

1.2 CONCEPTOS GENERALES INVOLUCRADOS EN EL DISEÑO DE TORRES DE DESTILACION.

Como en la destilación de mezclas binarias, los cálculos para la destilación fraccionada de multicomponentes requieren de los balances de materia como de energía y del equilibrio de fases vapor-líquido. Hay un balance de masa para cada componente y el balance de entalpía es idéntico al utilizado en el caso de mezclas binarias. (58)

Antes de tratar sobre el desarrollo de las ecuaciones necesarias -

para el diseño del equipo y del proceso de destilación en general, se mencionan los puntos que se deben tener presentes al diseñar una torre de platos, mismos que son los siguientes:

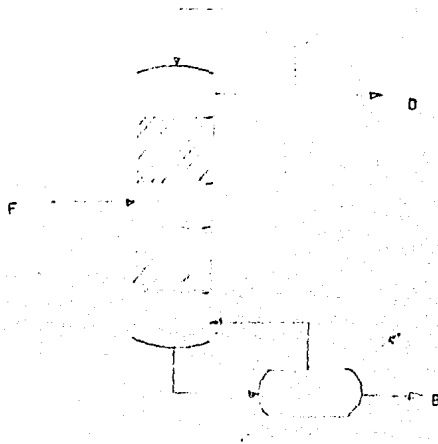
- 1.2.1. Reflujo,
- 1.2.2. Etapa de contacto (plato),
- 1.2.3. Consideraciones de diseño en los procesos de fraccionamiento y
- 1.2.4. Consideraciones generales sobre la etapa de equilibrio.

1.2.1. Reflujo.

El reflujo corresponde a la cantidad de líquido que se separa de la corriente de destilados y que es recirculado a la última etapa de equilibrio de la torre con respecto al vapor. La función que cumple el reflujo es obtener una mayor eficiencia en la operación del equipo, ya que el líquido recirculado sirve para enriquecer la fase gaseosa en los componentes más volátiles, mientras que los componentes más pesados son absorbidos en la fase líquida, logrando de esta manera remover parte del calor latente contenido en el vapor en la última etapa. Obsérvese la figura 1.1.

En el diseño de una columna fraccionadora es importante conocer por lo menos dos cosas; una, es el número mínimo de platos requeridos para la separación, si ningún producto ó prácticamente ningún producto es extraído de la columna. Este es la condición de Reflujo Total.

a) Reflujo mínimo, zonas de composición constante.



b) Reflujo total.

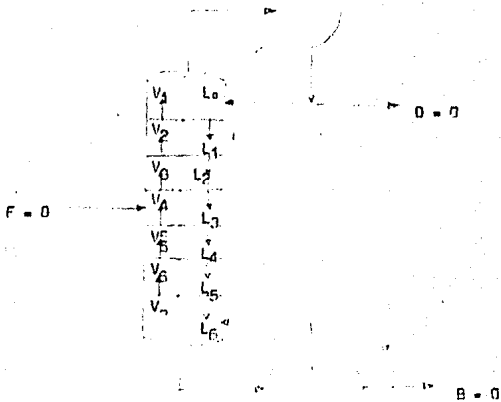


FIG. 1.1 REPRESENTACION ESQUEMATICA DE LAS OPERACIONES CON REFLUJO MINIMO Y REFLUJO TOTAL

El otro punto es el Reflujo Mínimo, el cual corresponde a la cantidad de recirculación mínima necesaria para llevar a cabo la separación deseada. En este caso, se requiere de la menor carga térmica sin embargo, se necesita una columna de altura infinita. Obviamente, cualquier caso de operación práctica queda comprendido entre estas dos condiciones.

En todo proceso de fraccionamiento estén involucrados los siguientes puntos, los cuales deben tomarse en consideración: (58)

- i) Corriente de alimentación,
- ii) corriente del producto destilado,
- iii) corriente del producto líquido residual,
- iv) etapas de contacto en las que se alcanza el equilibrio vapor-líquido,
- v) forma de proporcionar calor al proceso (rehevidor),
- vi) forma de remover la energía calorífica del producto a recircular (condensador de reflujo) y
- vii) patrones de flujo adecuados para el líquido y el vapor.

1.2.2. Etapas de Contacto (plato).

Una etapa de contacto es un dispositivo que permite una mezcla íntima entre el vapor y el líquido que son alimentados a la etapa de tal forma — que, idealmente, las fases que abandonan dicha etapa, se encuentran en — equilibrio.

Si el equilibrio fuese alcanzado, la eficiencia de la etapa de contac

to sería del 100 % y podría ser clasificada verdaderamente como una etapa de "equilibrio" ó etapa de "equilibrio instantáneo". Sin embargo, debido a que la cercanía al equilibrio es una función de las operaciones de transferencia de masa y calor, es teóricamente imposible alcanzar un verdadero equilibrio. Esto requeriría de un área infinita ó de un tiempo infinito de contacto entre las fases.

Aún más, cuando se ha alcanzado prácticamente el equilibrio, la transferencia se reduce debido a la disminución en los gradientes de temperatura y concentración que se aproximan a cero.

En vista de que los dispositivos de contacto en los cuáles se alcance completamente el equilibrio no serían funcionales, los métodos convencionales de cálculo para determinar el número de etapas asumen, para fines prácticos, que si se llega a una condición de equilibrio.

1.2.3. Consideraciones de Diseño en los Procesos de Fraccionamiento.

Existen dos consideraciones que deben tomarse en cuenta en el diseño de columnas de fraccionamiento, mismas que son controladas por los aspectos económicos del diseño: (a) El proceso de fraccionamiento debe producir compuestos con un grado de pureza adecuado y (b) debe ser capaz de operar aún cuando existan fluctuaciones en la cantidad de material procesado, sin influir en la calidad del producto, la cuál debe encontrarse dentro de los límites establecidos. Casi todos los pasos en el diseño

del proceso afectan de una u otra forma a las dos consideraciones antes mencionadas.

El procedimiento general de diseño es fijar ó calcular los siguientes puntos:

- 1.- Presión a la cual se lleva a cabo la destilación.
- 2.- Número de etapas de equilibrio necesarias para una separación específica.
- 3.- Eficiencia de las etapas y número requerido de éstas.
- 4.- Diseño del plato.
- 5.- Diseño de la columna.
- 6.- Accesorios de la columna.

Puesto que el fraccionamiento de una mezcla multicomponente tiene por objeto separar sus constituyentes obteniéndolos con cierto grado de pureza, es necesario que el grado de separación sea lo suficientemente amplio para que la operación sea efectiva. Para obtener una separación de mezclas complejas se hace necesario, por tanto, un gran número de platos, volviéndose el cálculo por métodos convencionales prácticamente imposible. Es por lo anterior, por lo que el uso del concepto de "componentes clave" se vuelve sumamente práctico, haciendo relativamente sencillo el cálculo sin importar que tan compleja sea la mezcla. Bajo este principio se designa a cada uno de los componentes, de acuerdo a su volatilidad relativa, en ligeros y pesados. Además, se designa un componente clave ligero que es el compuesto más pesado de los ligeros y un com

ponente clave pesado que es el más ligero de los pesados.

En base a estos componentes y a sus volatilidades relativas, se establece la distribución de todos los componentes en las corrientes de destilado y residuo.

1.2.3.1. Presión. La presión a la cual opera la columna fraccionadora puede ser fijada ó determinada en base a diferentes criterios.

En general, a altas presiones, las concentraciones en el equilibrio del vapor y del líquido se acercan mutuamente, hasta que a la presión crítica se vuelven iguales ($y = x$), existiendo sólo una fase. Debido a esto, la separación se hace más difícil por lo que, a alta presión, se requiere un mayor número de etapas de equilibrio para hacer posible la separación.

Ahora bien, mientras menor sea la presión, el gradiente de concentraciones entre el vapor y el líquido irá en aumento y se requerirá un menor número de etapas.

El aumento en el volumen del vapor al disminuir la presión también debe tomarse en cuenta ya que el diámetro de la torre se incrementará, haciendo que los costos de inversión sean más altos. Sin embargo, si se aumenta la presión, el espesor de la pared será mayor, así como el número

de etapas y la altura, incrementándose los costos. Es por esto que debe establecerse el óptimo para una situación particular.

Otro factor que controle la selección de la presión, es la presión del punto de burbuja del reflujo y el tipo de refrigerante utilizado en el condensador.

Otro punto que tiene marcada influencia sobre la selección de la presión en el diseño de la columna, es la estabilidad térmica de los componentes en la mezcla a destilar. Muchos materiales se descomponen, polimerizan ó interactúan cuando la temperatura alcance algún valor crítico, en tales casos, es necesario reducir la presión de diseño de la columna de tal forma que no sea alcanzada la temperatura crítica en ningún punto de la columna. Generalmente, la temperatura del reservidor es la controlante, ya que corresponde a la más alta en una columna normal de destilación.

1.2.3.2. Número de etapas de equilibrio. El concepto de etapas de equilibrio hace posible el diseño adecuado de los procesos de separación a pesar de la imposibilidad de manejar las operaciones tan complejas de transferencia de masa y calor que ocurren en una etapa de contacto real. Es por ello que se crea un proceso hipotético, cuyas etapas de contacto son verdaderas etapas de equilibrio. El número de etapas de equilibrio requeridas en el proceso hipotético se relaciona con el número requerido de etapas de contacto reales mediante factores de proporcionalidad (eficiencia de las etapas). La construcción del proceso hipotético de etapas de e-

equilibrio permite al ingeniero de diseño sobrellevar temporalmente el problema tan complejo involucrado en las operaciones de transferencia de masa y calor que se llevan a cabo en la etapa de contacto. Es verdad que estas operaciones de transferencia deben ser tomadas en cuenta en la predicción de las eficiencias de etapa, pero es mucho más simple el aproximar una eficiencia de etapa que resolver directamente el problema. Desde este punto de vista el concepto de etapa de equilibrio representa una gran simplificación.

El concepto de etapa de equilibrio está basado en la suposición de que las fases que dejan la etapa se encuentran en equilibrio termodinámico. La condición de equilibrio entre las fases puede ser obtenido si las corrientes que entran a la etapa se mezclan de tal forma que la fase ligera hace contacto con la fase pesada por un intervalo de tiempo suficiente para permitir la transferencia de masa y calor requeridas. La separación de las fases produce corrientes de salida que se encuentran en equilibrio.

El uso del concepto de etapas de equilibrio divide el diseño de un proceso en etapas en tres partes: Primera, si las etapas de equilibrio van a ser asumidas, se debe tener disponible un método para la predicción de las composiciones en el equilibrio. Segunda, debe ser calculado el número requerido de etapas de equilibrio para llevar a cabo una separación deseada (ó la separación que se llevará a cabo en un número determinada de etapas de equilibrio). Tercera, el número de etapas de equilibrio debe ser con-

vertido a un número equivalente de etapas reales de contacto. De estas tres partes, la segunda es la más simple. El equilibrio básico, el balance de materia y de entalpía son simples, pero pueden ser combinados en una variedad interminable de formas.

La primera y tercera partes del problema de diseño rivalizan entre sí en complejidad. La predicción exacta de las composiciones en el equilibrio en mezclas líquidas no ideales requiere de un conocimiento más especializado que el común. En forma similar, la relación precisa de una etapa de equilibrio a una etapa real involucra problemas de transferencia de momentum, calor y masa en una situación tan compleja que los métodos disponibles de análisis son inadecuados. En ambos casos tanto el empirismo como los modelos matemáticos simplificados deben utilizarse con el objeto de obtener respuestas prácticas.

1.2.3.3. Etapas reales. Eficiencia. El número de etapas ó platos reales específicos para una columna fraccionadora se relaciona con el número de etapas teóricas ó de equilibrio mediante la eficiencia individual del plato ó el promedio de las eficiencias de plato, también llamado "eficiencia de la columna". Así pues, el número de etapas reales se calcula dividiendo el número de etapas de equilibrio entre el factor de eficiencia.

El acercamiento al equilibrio es un factor íntimamente ligado a la

velocidad de transferencia de masa y calor. Examinando todas las posibles variables que contribuyen a mejorar los coeficientes de transferencia, se encuentre que pueden ser clasificados dentro de las tres siguientes clases:

1. Variables de operación.

- a) Temperatura
- b) Presión
- c) Flujo del líquido
- d) Flujo de vapor.

2. Variables de diseño.

- a) Diámetro de la columna.
- b) Espaciamento entre platos.
- c) Área total del paso de vapor a través del plato.
- d) Área individual del paso de vapor a través del plato.
- e) Espesor del plato.
- f) Espacio para el paso de vapor a través del plato.
- g) Altura del líquido en el plato.
- h) Altura de la espuma.
- i) Longitud del paso del líquido.
- j) Resistencia al flujo de líquido (gradiente del líquido).
- k) Área de contacto líquido-vapor por unidad de área del plato.
- l) Caracteres especiales de diseño: baffles internos, recolector de espuma, etc.

3. Variables del sistema.

- a) Tensión superficial.
- b) Densidad del líquido.
- c) Viscosidad del líquido.
- d) Densidad del vapor.
- e) Viscosidad del vapor.
- f) Volatilidad relativa de los componentes del sistema.
- g) Difusividad.

Hay 23 variables incluidas en la lista anterior y existen otras que posiblemente contribuyen al mecanismo de transferencia de masa pero que no son definibles en términos simples. Aún más, indudablemente existen interacciones entre las variables, las cuáles deben ser tomadas en cuenta para la evaluación de la eficiencia del plato y la columna. De esta forma, una evaluación exacta de la eficiencia para determinar el número de etapas reales es extremadamente difícil.

1.2.3.4. Diseño del plato. El plato es un dispositivo diseñado con el fin de llevar a cabo dos funciones. Primeramente, debe permitir el contacto entre el vapor y el líquido de tal forma que tanto el área como el tiempo de contacto representen un máximo con el objeto de obtener la mayor transferencia de masa. Además, debe manejar las cantidades requeridas de vapor y líquido sin excesiva caída de presión y con una operación estable. El diseño de un tipo particular de plato se basa en un número de

de factores interrelacionados para obtener la mejor eficiencia posible.

1.2.3.5. Diseño de la columna. Consiste en diseñar la coraza y el arreglo de los platos con los flujos necesarios de vapor y líquido, la salida del vapor sobre el plato superior, el colector de líquido en el fondo de la columna, la entrada de la alimentación, las boquillas internas, el retorno del reflujo y el distribuidor de vapor del rehervidor por debajo del plato inferior.

1.2.3.6. Diseño de accesorios. Los accesorios de la columna consisten en el condensador ó condensadores, el acumulador de reflujo, las bombas de reflujo y producto, el rehervidor, bomba para el producto en los fondos, superestructura incluyendo pasillos y escaleras, aislamiento e instrumentación.

1.2.4. Consideraciones generales sobre la etapa de equilibrio.

1.2.4.1. Límites de Operabilidad. La operación de una columna fraccionadora se encuentra restringida por dos condiciones de la relación de reflujo, estos límites están dados por el reflujo mínimo y el reflujo total.

Bajo la condición de reflujo mínimo, hay insuficiente cantidad de líquido recirculado a la columna lo que impide el enriquecimiento progresivo del vapor que asciende por la columna con los componentes más ligeros. La

condición es una función de la volatilidad relativa de los componentes que están siendo destilados y las características de equilibrio de cada uno.

La operación a reflujo mínimo quedaría expresada matemáticamente por la siguiente relación de composiciones:

$$y_{n+1} = y_n = y_{n-1} = y_{n-2} = \dots\dots\dots$$

$$x_{n+1} = x_n = x_{n-1} = x_{n-2} = \dots\dots\dots$$

para todos y cada uno de los componentes, siendo necesario un número in finito de platos para llevar a cabo la separación, causando cada plato un cambio infinitesimal en la composición del líquido y del vapor.

En un caso real, una columna no puede operar a reflujo mínimo, representando éste un límite de operación que debe ser determinado matemáticamente, ya sea mediante cálculos ó por solución gráfica, siendo imposible comprobar dicha condición mediante pruebas experimentales.

La otra limitante de la operación basada en el reflujo es la que se tiene al operar a reflujo total. Esta condición requiere el menor número de etapas para lograr la separación deseada, pero sin obtener ningún producto tanto por el domo de la torre como por el fondo, además de que se suspende el flujo de alimentación a la columna.

Es posible la operación experimental bajo la condición de reflujo

total, sin embargo en la práctica este tipo de operación nunca se lleva a cabo ya que no se obtendría producto. Es evidente por lo tanto, que cualquier columna fraccionadora debe operar con una relación de reflujo comprendida entre las dos condiciones limitantes antes expuestas.

Así, la determinación del reflujo de operación queda en función de las consideraciones económicas ya que al fijar una relación de reflujo alta ó baja trae como consecuencia una variación en los costos de operación e inversión, los cuáles deben evaluarse para determinar el óptimo.

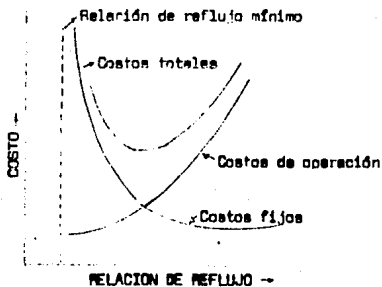


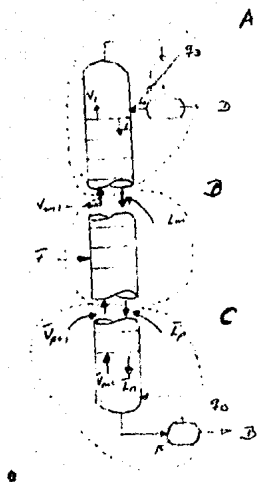
FIG. 1.2 LOCALIZACION DE LA RELACION OPTIMA DE REFLUJO PARA UNA ALIMENTACION DADA Y UNA SEPARACION ESPECIFICA.

1.2.4.2: Relaciones cuantitativas.

Ecuaciones generales aplicadas al proceso de fraccionamiento. Si se asume que la operación se lleva a cabo en régimen permanente, lo cual es muy común en la operación de columnas fraccionadoras, es posible desarrollar una serie de relaciones cuantitativas que comprenden los balances totales de materia, balances de masa por componente y balances de entalpía los cuales se aplican para todas las columnas de fraccionamiento, independientemente de la composición de la mezcla que se alimenta a éstas.

A continuación se presentan los diagramas de una columna de destilación que opere, ya sea con un condensador total ó con un condensador parcial, señalando además las secciones en las cuales se plantean los balances antes mencionados. (fig. 1.3). La sección "A" corresponde a la zona de rectificación y queda por arriba de la alimentación; la sección "C" señala la zona de agotamiento localizada en la parte inferior de la alimentación a la torre, por último, la sección "B" indica la ubicación de la zona de alimentación. Las ecuaciones en su forma final están referidas a la relación de reflujo interno $\frac{L}{V}$ así como a la relación de reflujo de operación externo $\frac{L_0}{D}$, en términos de composición, entalpía y flujos totales.

Los balances de materia y energía en la zona de rectificación utilizando los dos tipos de condensadores son los siguientes:



a) Condensador total

b) Condensador parcial

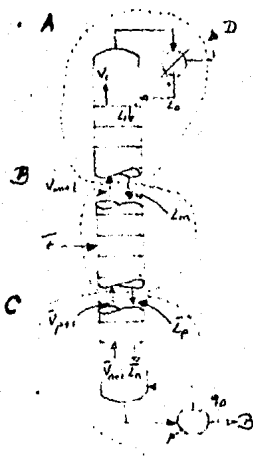


FIG. 1.3 DIAGRAMAS ESQUEMATICOS DE COLUMNAS FRACCIONADORAS.

BALANCES CONDENSADOR TOTAL

Total: $V_1 = L_0 + D$

COMP. i: $V_1 y_{i1} = L_0 x_{i0} + D x_{iD}$

$y_{i1} = x_{i0} = x_{iD}$

$\frac{L_0}{V_1} = 1 - \frac{D}{V_1}$

$\frac{L_0}{D} = \frac{V_1}{D} - 1$

CONDENSADOR PARCIAL

$V_1 = L_0 + D$

$V_1 y_{i1} = L_0 x_{i0} + D y_{iD}$

$y_{i1} \neq x_{i0} \neq y_{iD}; K_{iD} = \frac{y_{iD}}{x_{i0}}$

$\frac{L_0}{V_1} = \frac{y_{i1}}{x_{i0}} - \frac{D K_{iD}}{V_1} = \frac{y_{i1} - x_{i0} K_{iD}}{x_{i0} (1 - K_{iD})}$

$\frac{L_0}{D} = \frac{V_1}{D} \frac{y_{i1}}{x_{i0}} - K_{iD} = \frac{x_{i0} K_{iD} - y_{i1}}{y_{i1} - x_{i0}}$

ENTALPIA: $V_1 H_1 + Q_D = L_0 h_0 + D h_D$

$V_1 H_1 + Q_D = L_0 h_0 + D h_D$

El calor total removido en el condensador puede expresarse en términos de calor por unidad de masa de la corriente de destilado (58).

CONDENSADOR TOTAL

$Q_D = D Q_D$

$V_1 H_1 + D Q_D = L_0 h_0 + D h_D$

$V_1 H_1 + (V_1 - L_0) Q_D = L_0 h_0 + (V_1 - L_0) h_D$

$H_1 + 1 - \frac{L_0}{V_1} Q_D = \frac{L_0 h_0}{V_1} + 1 - \frac{L_0}{V_1} h_D$

$\frac{L_0}{V_1} = \frac{H_1 - h_D + Q_D}{h_0 - h_D + Q_D}$

$\frac{L_0}{D} = \frac{h_D - Q_D - H_1}{H_1 - h_0}$

CONDENSADOR PARCIAL

$Q_D = D Q_D$

$V_1 H_1 + D Q_D = L_0 h_0 + D h_D$

$V_1 H_1 + (V_1 - L_0) Q_D = L_0 h_0 + (V_1 - L_0) h_D$

$H_1 + 1 - \frac{L_0}{V_1} Q_D = \frac{L_0 h_0}{V_1} + 1 - \frac{L_0}{V_1} h_D$

$\frac{L_0}{V_1} = \frac{H_1 - h_D + Q_D}{h_0 - h_D + Q_D}$

$\frac{L_0}{D} = \frac{h_D - Q_D - H_1}{H_1 - h_0}$

Las ecuaciones referentes a las corrientes internas de la zona de rec-

tificación son las siguientes:

Total: $V_{m+1} = L_m + D$

$V_{m+1} = L_m + D$

COMP. i: $V_{m+1} y_{i,m+1} = L_m x_{i,m} + D x_{i,D}$

$V_{m+1} y_{i,m+1} = L_m x_{i,m} + D y_{i,D}$

$V_{m+1} y_{i,m+1} = L_m x_{i,m} + V_{m+1} x_{i,D} - L_m x_{i,D}$

$V_{m+1} y_{i,m+1} = L_m x_{i,m} + V_{m+1} y_{i,D} - L_m y_{i,D}$

CONDENSADOR TOTAL

$$\frac{L_m}{V_{m+1}} = \frac{y_{i_{m+1}} - x_{i_D}}{x_{i_m} - x_{i_D}}$$

En términos de $\frac{L_m}{D}$:

$$\frac{L_m}{D} = \frac{x_{i_D} - y_{i_{m+1}}}{y_{i_{m+1}} - x_{i_m}}$$

CONDENSADOR PARCIAL

$$\frac{L_m}{V_{m+1}} = \frac{y_{i_{m+1}} - y_{i_D}}{x_{i_m} - y_{i_D}}$$

$$\frac{L_m}{D} = \frac{y_{i_D} - y_{i_{m+1}}}{y_{i_{m+1}} - x_{i_m}}$$

ENTALPIA:

$$V_{m+1}H_{m+1} + D Q_D = L_m h_m + D h_D$$

$$V_{m+1}H_{m+1} + D Q_D = L_m h_m + D h_D$$

$$V_{m+1}H_{m+1} + V_{m+1}Q_D - L_m Q_D = L_m h_m + V_{m+1}h_D$$

$$- L_m h_D$$

$$V_{m+1}H_{m+1} + V_{m+1}Q_D - L_m Q_D = L_m h_m + V_{m+1} h_D$$

$$- L_m h_D$$

$$H_{m+1} + Q_D - \frac{L_m}{V_{m+1}} Q_D = \frac{L_m}{V_{m+1}} h_m + h_D - \frac{L_m h_D}{V_{m+1}}$$

$$H_{m+1} + Q_D - \frac{L_m}{V_{m+1}} Q_D = \frac{L_m}{V_{m+1}} h_m + h_D - \frac{L_m h_D}{V_{m+1}}$$

$$\frac{L_m}{V_{m+1}} = \frac{H_{m+1} - h_D + Q_D}{h_m - h_D + Q_D}$$

$$\frac{L_m}{V_{m+1}} = \frac{H_{m+1} - h_D + Q_D}{h_m - h_D + Q_D}$$

En términos de $\frac{L_m}{D}$:

$$\frac{L_m}{D} = \frac{h_D - H_{m+1} - Q_D}{H_{m+1} - h_m}$$

$$\frac{L_m}{D} = \frac{H_D - H_{m+1} - Q_D}{H_{m+1} - h_m}$$

El planteamiento de los balances para la zona de agotamiento no depende del tipo de condensador utilizado, ya que la cantidad de destilado, la composición y la entalpia de esta corriente no intervienen en el desarrollo de las siguientes ecuaciones:

Balance Total: $\bar{L}_p = \bar{V}_{p+1} + B$

Balance por componente i: $\bar{L}_p x_{i_p} = \bar{V}_{p+1} y_{p+1} + B x_{i_B}$

$$\bar{L}_p x_{i_p} = \bar{V}_{p+1} y_{i_{p+1}} + \bar{L}_p x_{i_B} - \bar{V}_{p+1} x_{i_B}$$

$$\frac{\bar{L}_p}{\bar{V}_{p+1}} = \frac{y_{i_{p+1}} - x_{i_B}}{x_{i_p} - x_{i_B}}$$

Balances de Entalpía:

$$\bar{L}_p h_p + Q_B = \bar{V}_{p+1} H_{p+1} + B h_B$$

$$Q_B = B Q_B$$

$$\bar{L}_p h_p + \bar{L}_p Q_B - \bar{V}_{p+1} Q_B = \bar{V}_{p+1} H_{p+1} + L h_B - \bar{V}_{p+1} h_B$$

$$\bar{L}_p (h_p + Q_B - h_B) = \bar{V}_{p+1} (H_{p+1} - h_B + Q_B)$$

$$\frac{\bar{L}_p}{\bar{V}_{p+1}} = \frac{H_{p+1} - h_B + Q_B}{h_p - h_B + Q_B}$$

Los balances de materia y energía en función de las corrientes de entrada y salida al rehervidor son los siguientes:

$$\frac{\bar{L}_n}{\bar{V}_{n+1}} = \frac{y_{i_{n+1}} - x_{i_B}}{x_{i_n} - x_{i_B}}$$

$$\frac{\bar{L}_n}{\bar{V}_{n+1}} = \frac{H_{n+1} - h_B + Q_B}{h_n - h_B + Q_B}$$

Las ecuaciones para la zona de alimentación son las siguientes:

Balance Total:

$$F_v + F_l + \bar{V}_{p+1} + L_m = \bar{L}_p + V_{m+1}$$

Balance por componente i :

$$F_v y_{i,FV} + F_l x_{i,FL} + \bar{V}_{p+1} y_{i,p+1} + L_m x_{i,m} = \bar{L}_p x_{i,p} + V_{m+1} y_{i,m+1}$$

$$F_v + \bar{V}_{p+1} = V_{m+1} \quad ; \quad F_l + L_m = \bar{L}_p$$

Las ecuaciones anteriores se basan en la suposición de que el sistema es esencialmente ideal en su comportamiento y que la alimentación se introduce en el plato correcto, además de que no existe condensación ó -

evaporación causada por la alimentación.

Eliminando las corrientes ubicadas por debajo de la alimentación - por sustitución, los siguientes pesos expresan a $\frac{L_m}{V_{m+1}}$ en términos del resto de las variables para el caso general de una mezcla vapor-líquido en alimentación.

$$F_V y_{i,F_V} + F_L x_{i,F_L} + V_{m+1} y_{i,p+1} - F_V y_{i,p+1} + L_m x_{i,m} = F_L x_{i,p} + L_m x_{i,p} + V_{m+1} y_{i,m+1}$$

$$L_m x_{i,m} - L_m x_{i,p} = V_{m+1} y_{i,m+1} - V_{m+1} y_{i,p+1} + F_L x_{i,p} - F_L x_{i,F_L} - F_V y_{i,F_V} + F_V y_{i,p+1}$$

$$\frac{L_m}{V_{m+1}} = \frac{y_{i,m+1} - y_{i,p+1}}{x_{i,m} - x_{i,p}} + \frac{F_L(x_{i,p} - x_{i,F_L})}{V_{m+1}(x_{i,m} - x_{i,p})} + \frac{F_V(y_{i,p+1} - y_{i,F_V})}{V_{m+1}(x_{i,m} - x_{i,p})}$$

Si la alimentación es un líquido saturado, el último término de la ecuación anterior se elimina; así también, si la alimentación es un vapor saturado, el término del centro se elimina. Si es necesario, ecuaciones similares pueden plantearse para la sección de agotamiento - en términos de la relación de reflujo interno $\frac{\bar{L}_D}{V_{p+1}}$ siguiendo el procedimiento anterior. La relación de reflujo interno en la zona de rectificación puede desarrollarse en función de la entalpía alrededor del plato de alimentación.

$$F_V H_{F_V} + F_L h_{F_L} + \bar{V}_{p+1} H_{p+1} + L_m h_m = V_{m+1} H_{m+1} + \bar{L}_p h_p$$

$$F_V H_{F_V} + F_L h_{F_L} + V_{m+1} H_{p+1} - F_V H_{p+1} + L_m h_m = V_{m+1} H_{m+1} + F_L h_p + L_m h_p$$

$$L_m(h_m - h_p) = V_{m+1}(H_{m+1} - H_{p+1}) + F_L(h_p - h_{F_L}) + F_V(H_{p+1} - H_{F_V})$$

$$\frac{L_m}{V_{m+1}} = \frac{H_{m+1} - H_{p+1}}{h_m - h_p} + \frac{F_L}{V_{m+1}} \frac{h_p - H_{FL}}{h_m - h_p} + \frac{F_V}{V_{m+1}} \frac{H_{p+1} - H_{FV}}{h_m - h_p}$$

Al igual que en la ecuación obtenida a partir de concentraciones los términos segundo y último de la ecuación se eliminan dependiendo de si se tiene vapor saturado ó líquido saturado en la alimentación.

1.2.4.3. Reflujo mínimo. El reflujo mínimo para una serie de condiciones establecidas puede calcularse ó estimarse por los siguientes métodos:

- i) Método Gráfico (aplicable únicamente a sistemas binarios).
- ii) Métodos cortos de cálculo los cuales involucran varias suposiciones con el fin de simplificar los datos.
- iii) Cálculos plato a plato, que involucran los balances de materia y energía en cada etapa obteniendo las composiciones de vapor y de líquido. Estos cálculos son más exactos y requieren del uso de la computadora para su resolución.

1.2.4.4. Reflujo total. Bajo esta condición se considera que no existen destilado, alimentación ó corriente de fondos. Cuando esta restricción se aplica, la relación $\frac{L_0}{D}$ no tiene significado ya que $D = 0$ y

$L_0 = V_1$, y la relación de reflujo interno es $\frac{L_0}{V_1} = 1.0$

Más adelante se tratará con mayor profundidad el desarrollo de los balances de materia y energía así como su aplicación en el cálculo y di seño de la columna fraccionadora, además se analizan los diferentes métodos tanto cortos como rigurosos para fijar las condiciones y los perfiles de operación de la columna.

1.3. NOMENCLATURA

a =
b =
c = Componentes
d =
etc. =

B = Moles de residuo / hora

\bar{B} = Moles de destilado / hora

F = Moles de alimentación / hora

F_l = Moles de alimentación líquida / hora

F_v = Moles de alimentación vapor / hora

H = Entalpía del vapor, BTU / mol

h = Entalpía del componente en el líquido, BTU / mol

\bar{H} = Entalpía parcial molar del componente en el vapor; BTU / mol

HK = Componente clave pesado

K = Relación de equilibrio de vaporización

L = Moles de líquido / hora, sección rectificadora

\bar{L} = Moles de líquido / hora, sección de agotamiento

L_f = Moles de líquido del plato de alimentación / hora

LX = Componente clave ligero

L/D = Relación de reflujo operacional ó externo

$(L/D)_{\min}$ = Relación de reflujo mínimo externo

L/V = Relación de reflujo interno, sección de rectificación

\bar{L}/\bar{V} = Relación de reflujo interno, sección de agotamiento

$(L/V)_{\min}$ = Relación de reflujo mínimo interno (rectificación)

$(\bar{L}/\bar{V})_{\min}$ = Relación de reflujo mínimo interno (agotamiento)

N = Número de platos teóricos

N_m = Número mínimo de platos teóricos

N'_m = Número mínimo de platos teóricos (Método de Underwood)

P = Presión de vapor

P_t = Presión total

- Q = Calor adicionado, BTU / (mol de corriente) (hora)
- q = Calor total adicionado, BTU / hora
- t = Temperatura
- V = Moles de vapor / hora, sección rectificadora
- \bar{V} = Moles de vapor / hora, sección de agotamiento
- x, y = Fracción mol del componente en el líquido, en el vapor.

Símbolos griegos

- α = Volatilidad relativa
- $\bar{\alpha}$ = Coeficiente de actividad
- α = Coeficiente de fugacidad
- \odot = Cantidad definida (Método de Underwood)
- Σ = Sumatoria
- λ = Calor latente molar

Subíndices

- 1,2,3 = Número de plato
- B = Residuo
- c = Componente clave ligero ó componente
- D = Destilado (ó condensado)
- d = Componente clave pesado ó componente "distribuido"
- F = Alimentación
- i, j = Designación para los componentes
- n = } Enésimo plato.
- n-1 = } Plato arriba del n
- n+1 = } Plato debajo del n
- etc. = }
- L = Líquido en la sección rectificadora;
- \bar{L} = Líquido en la sección de agotamiento
- m = Mezcla

m =)
m+1 = Referente a la sección de rectificación
etc. =)

p =)
p+1 = Referente a la sección de agotamiento
etc. =)

min. = Mínimo

2. PROCEDIMIENTOS DE CALCULO.

2.1. METODOS CORTOS.

Los métodos cortos de cálculo aplicados para la resolución aproximada de problemas de separación de mezclas multicomponentes, son de gran utilidad para el diseño del equipo necesario para efectuar dicha separación, ya que proveen de una estimación preliminar al diseño final mediante la aplicación de ciertas ecuaciones que permiten calcular en forma relativamente sencilla, aunque no exacta, las condiciones de operación de la columna de destilación.

La importancia de estos métodos radica, principalmente, en la información que proporcionan al diseñador, la cual puede utilizarse como una buena aproximación a las condiciones óptimas de diseño, ó bien, como datos -- iniciales para la aplicación de métodos de cálculo más rigurosos, con resolución por medio de computadora con lo que se obtiene un resultado exacto. Esto permite lograr un ahorro considerable en tiempo de computadora ya que se parte de datos iniciales próximos a la solución real.

Los métodos cortos están basados en el principio de que la relación -- de reflujo real ó de operación se encuentra entre dos límites conceptuales. El primero se denomina reflujo total, al cual corresponde el número mínimo de etapas requerido para llevar a cabo una separación específica. El se-

gundo límite se refiere al reflujo mínimo para una separación específica, la cual se llevaría a cabo en un número infinito de etapas. Algún lugar entre estos límites proporciona la relación de reflujo y el número de etapas óptimo para efectuar la separación.

A la fecha se han desarrollado muchos métodos de cálculo cortos, siendo algunos de los principales los siguientes:

1. El método de Colburn (10) permite el cálculo de la relación de reflujo mínimo para la separación de los componentes clave considerando que forman parte de un sistema binario; el valor así obtenido se corrige tomando en cuenta los efectos de la volatilidad de los componentes más pesados que el clave pesado en la zona superior y de los componentes más ligeros que el clave ligero en la zona inferior. Este método considera como constantes tanto el flujo molar como las volatilidades relativas a las temperaturas respectivas en cada una de las zonas.

2. El método de Underwood (56) consiste en la resolución de una ecuación que relaciona la composición de la alimentación, las condiciones térmicas de ésta, así como las volatilidades relativas de los componentes a la temperatura promedio de la columna. Este método requiere de cálculos un poco más extensos y asume además, que las volatilidades relativas son constantes; siendo recomendable como un método intermedio que propor-

ciona una precisión razonable.

3. Brown y Martin (35) basaron su método teniendo en cuenta que en el punto correspondiente al reflujo mínimo, que se obtiene mediante cálculos "plato por plato", la relación de los componentes clave en el líquido en las zonas de composición constante, es esencialmente igual a la que se tiene en la alimentación líquida.

4. Las ecuaciones de Fenske (17) y las de Underwood (56), aunadas a la correlación de Gilliland (22), proveen un método de cálculo corto - bastante preciso para el diseño de columnas de destilación. La correlación de Fenske es utilizada para el cálculo del número mínimo de platos y para estimar el gasto y composición del producto; las ecuaciones de Underwood, por su parte, sirven para estimar el reflujo mínimo que corresponde a la composición de producto obtenida. Por último, la correlación de Gilliland relaciona entonces el número mínimo de platos y el reflujo requeridos realmente.

Los resultados obtenidos por medio de los métodos mencionados anteriormente serán utilizados para iniciar los cálculos mediante métodos rigurosos que proporcionarán el diseño final del equipo, para así, poder hacer la estimación de costos correspondiente.

La resolución de un problema de separación de multicomponentes requiere que sean establecidos dos composiciones ó porcentajes de recuperación. Generalmente se hace referencia a dos componentes "clave", el clave ligero y el clave pesado, los cuales presentan valores de volatilidad semejantes ó próximos el uno al otro para una separación "exacta". Cuando la separación no es "exacta", se tiene la existencia de algún componente no clave de volatilidad intermedia entre los compuestos clave.

El componente clave ligero (LK) se puede controlar con el objeto de que su concentración sea mínima en la corriente de fondos, obteniéndose la mayor parte de éste por el destilado. El clave pesado es el compuesto que aparece en pequeñas cantidades en el producto destilado, teniendo una mayor concentración en la corriente de fondos. Ambos componentes clave aparecen en cantidades definidas tanto en el destilado como en los fondos, lo que indica que existe una "distribución" de estos compuestos en los productos.

Los cálculos preliminares se inician con una estimación de las composiciones del destilado y de los fondos. La suposición más sencilla

lla consiste en que los compuestos más ligeros que el clave ligero (LLK) aparecen sólo en el destilado y que los compuestos más pesados que el clave pesado (HK) se encuentran sólo en la corriente de fondos, esto indica que dichos componentes son "no distribuidos".

Los cálculos pueden realizarse en base a fracciones molé en base a las moles de cada compuesto, siendo en general más sencilla la utilización de estas últimas.

$$f_i = z_i F \qquad b_i = x_{B,i} B$$
$$\sum_{i=1}^c f_i = F \qquad \sum_{i=1}^c b_i = B \qquad \text{Ec. 2.1}$$

$$d_i = d_{V,i} + d_{L,i} = y_{D,i} D_V + x_{D,i} D_L \qquad \text{Ec. 2.2}$$

$$\sum_{i=1}^c d_i = D \qquad \text{Ec. 2.3}$$

Después de ser estimada la composición aproximada del producto, se establece la presión de operación de la torre, asumiendo que el destilado se encuentra en su punto de burbuja cuando se utiliza un condensador total y en su punto de rocío si se emplea un condensador parcial. La presión de la torre se determina en base a la presión del condensador, en función de las condiciones del medio enfriante disponible.

El grado de separación obtenido en la columna es función del intervalo de temperatura existente, el cual se determina calculando el punto

de rocío del destilado (si no se há realizado) y el punto de burbuja de los fondos:

$$T_{TOP} \quad \sum \frac{d_i}{K_i} = D \quad \text{Ec. 2.4}$$

$$T_{BTM} \quad \sum b_i K_i = B \quad \text{Ec. 2.5}$$

El siguiente paso en los cálculos preliminares es determinar la "volatilidad relativa" promedio para cada componente. La volatilidad relativa está definida como:

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_{ref.}} \quad \text{Ec. 2.6}$$

tomando como referencia el componente clave pesado.

Existen diversos métodos para la evaluación de la volatilidad relativa promedio, siendo algunos de los más usados los siguientes:

- a) Evaluar α_{AV} a $T_{AV} = (T_{TOP} + T_{BTM}) / 2$
- b) $\alpha_{AV} = (\alpha_{TOP} + \alpha_{BTM}) / 2$
- c) $\alpha_{AV} = \alpha$ a la temperatura de alimentación
- d) $\alpha_{AV} = \sqrt{\alpha_{TOP} \alpha_{BTM}}$

El último paso corresponde a la determinación de la temperatura de la alimentación y la cantidad evaporada de ésta, en base a las especificaciones de la corriente de alimentación. Este se encuentra generalmente cercana al punto de burbuja y parcialmente evaporada.

2.1.1. Ecuación de Fenske para Reflujo Total. (17)

Operando la columna de destilación a reflujo total se tiene que el número de etapas requerido para efectuar la separación será el mínimo necesario. Fenske desarrolló una ecuación que relaciona la separación obtenida entre dos componentes a reflujo total con el número de etapas de equilibrio, utilizando la volatilidad relativa promedio, con lo cual se simplifican considerablemente los cálculos:

$$N_m = \frac{\log (d_{LK} / d_{HK}) (b_{HK} / b_{LK})}{\log (\alpha_{AV,LK})} \quad \text{Ec. 2.7}$$

dónde N_m corresponde al número mínimo de etapas teóricas de equilibrio.

Normalmente, se considera al rehervidor como una etapa teórica y al condensador sólo en el caso de que sea parcial. Así, el número de platos teóricos en la columna es $N - 2$, si se utiliza un condensador parcial.

La utilización de la volatilidad relativa promedio es posible cuando no existe una gran diferencia en el intervalo de temperaturas en la torre, sin embargo, en la mayoría de los casos la ecuación de Fenske es utilizada ya que proporciona buenos resultados.

La ecuación se aplica para la separación de los componentes clave co mo si formaran una mezcla binaria y se obtiene el número mínimo de etapas con la cual se procede a calcular la cantidad en el destilado (d_i) y en los fondos (b_i) para cada componente i .

$$d_i / b_i = (d_{iK} / b_{iK}) (\alpha_{AV,i}^{N_m}) \quad \text{Ec. 2.8}$$

$$b_i = f_i / (1 + d_i / b_i) \quad \text{Ec. 2.9}$$

$$d_i = f_i - b_i \quad \text{Ec. 2.10}$$

Obtenido lo anterior se procede a rectificar la temperatura estimada para la columna fraccionadora.

2.1.2. Ecuaciones de Underwood para Reflujo Mínimo. (56)

Se han propuesto muchos métodos para calcular la relación de reflujo mínimo R_m , la mayoría de los cuales son tediosos y no muy exactos. No se requiere un valor exacto de R_m , ya que el único propósito de deter minarla es calcular las composiciones de los productos y asegurar que la relación de reflujo de operación sea razonable. El método de Underwood no es exacto, pero proporciona valores razonables sin demasiada com plicación por lo que es recomendable para la resolución de este tipo de problemas.

Las ecuaciones de Underwood proveen un método conveniente para esti mar el reflujo mínimo correspondiente a cualquier separación específica de dos componentes clave en una mezcla multicomponente.

Cuando se asume que la columna opera a reflujo mínimo verdadero, se tiene que tanto la zona de agotamiento como la de enriquecimiento, comprenden zonas de composición constante; además de que los flujos molares también permanecen constantes. De esta forma se obtienen las siguientes ecuaciones:

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i Z_{i,F}}{\alpha_i - \theta} = F(1 - \eta) \quad \text{Ec. 2.11} \quad \sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i x_{i,D}}{\alpha_i - \theta} = D(R_m + 1) \quad \text{Ec. 2.12}$$

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i (x_{i,D})}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1 \quad \text{Ec. 2.13}$$

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i (x_{i,B})}{\alpha_i - \theta} = -R_m' \quad \text{Ec. 2.14}$$

dónde $\alpha_{HK} < \theta < \alpha_{LK}$. Si las dos últimas ecuaciones se multiplican por D y por B respectivamente y después se suman, la ecuación resultante relaciona θ con la composición de la alimentación y las condiciones térmicas como se muestra:

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i x_{i,F}}{\alpha_i - \theta} = 1 - \eta \quad \text{Ec. 2.15}$$

La ecuación 2.15 es usada para calcular el valor de θ , el cual se encuentra entre α_{HK} y α_{LK} . Se asumen valores sucesivos para θ entre α_{HK} y α_{LK} hasta encontrar un valor que satisfaga dicha ecuación. El valor de θ así obtenido es utilizado con la composición del destilado supuesta con el objeto de estimar el R_m mediante la ecuación 2.13. Como puede observarse de esta ecuación, la composición del destilado usada en el cálculo de R_m debe ser la $x_{i,D}$ a reflujo mínimo. Sin embargo esta composición nunca se conocerá exactamente; por lo que, en cálculos prácticos,

normalmente se utiliza la ecuación de Fenske para obtener una serie de $x_{1,D}$ supuestas, las cuáles se sustituyen en la ecuación 2.13 para estimar el R_m correspondiente a la composición del destilado supuesta.

2.1.3. Correlación de Gilliland (21).

Gilliland presentó una correlación muy útil que relaciona el número mínimo de etapas y la relación de reflujo mínimo con las condiciones reales de operación para obtener la separación deseada, ajustando los valores dentro de límites finitos. De esta manera decidió utilizar como abscisa y ordenada los siguientes parámetros: $\frac{R - R_m}{R + 1}$, $\frac{N - N_m}{N + 1}$

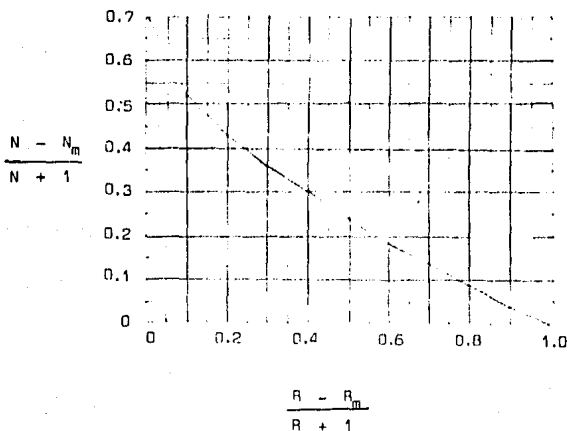


FIG. 2.1. CORRELACION DE GILLILAND (21).

A reflujo total, R es infinita y $N = N_m$, reduciéndose las proporciones de la abscisa y de la ordenada a la unidad y cero respectivamente. Por otro lado, a condiciones de operación de reflujo mínimo, R es igual a R_m y N se hace infinita, siendo las proporciones de la abscisa y la ordenada cero y uno respectivamente.

La aplicación del método de Gilliland es muy sencilla. Para una R seleccionada y una R_m calculada, se obtiene la abscisa correspondiente para con este valor determinar la ordenada correcta a partir de la gráfica. El valor de la ordenada se puede determinar también a partir de la siguiente ecuación.

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0.75 \left[1 - \frac{R - R_m}{R + 1} \right]^{0.5668} \quad \text{Ec. 2.16}$$

Los valores de R para un diseño económico, generalmente se encuentran entre 1.2 a 1.5 veces la relación de reflujo mínimo y los valores de N_m utilizados en la correlación se obtienen a partir de la ecuación de Fenske.

La correlación de Gilliland es aplicable con gran precisión dentro de los siguientes casos: en sistemas que contengan de 2 a 11 componentes un amplio intervalo de condiciones para la alimentación, para presiones de operación desde subatmosféricas hasta 600 psig., volatilidades relativas entre los componentes clave con variación de 1.26 a 4.05, valores de R_m de 0.53 a 7.0 y un número de etapas de equilibrio de 2.4 a 43.2, correspon-

diendo la desviación máxima a un 7 % del valor real de N.

2.2. METODOS CORTOS ALTERNOS.

Como ya se mencionó anteriormente, las ecuaciones de Fenske y de Underwood junto con la correlación de Gilliland proveen un método corto de diseño para columnas de destilación.

A continuación se presenta el procedimiento exacto de cálculo para el caso particular del diseño de una torre de destilación nueva, la cual consta de una alimentación, un condensador total y un rebovador parcial.

El número de variables de diseño se determina según la ecuación $C + 2N + 9$, dichas variables deben ser especificadas para definir una operación única de la columna. Estas variables se establecen de la siguiente forma, cuando se emplea un método alternativo:

Especificaciones	Ni
Presión de las etapas (incluyendo al rebovador)	N
Presión del condensador	1
Pérdidas de calor en las etapas (excluyendo al rebov.)	N - 1
Pérdidas de calor y presión en el separador de reflujo	2
Corriente de alimentación	C + 2
Número total de etapas de equilibrio	1
Localización de la alimentación (óptima)	1

Punto de burbuja del reflujo	1
Separación de dos componentes (pureza)	2

$$C + 2N + 9$$

La suposición de la localización óptima de la alimentación es inherente en las condiciones de reflujo mínimo de Underwood ya que se asume que tanto la sección de rectificación como la de agotamiento se encuentran igualmente cargadas. También se supone que el reflujo se encuentra saturado.

El diámetro de la columna requerido para una operación específica puede calcularse de la siguiente forma:

- 1) Asumir una separación para todos los componentes. La separación global entre el destilado y el residuo debe satisfacer las condiciones de pureza en cuanto a los componentes clave.
- 2) Estimar las temperaturas correspondientes al fondo, centro y domo de la torre con los puntos de rocío y burbuja.
- 3) Calcular la volatilidad relativa promedio por alguno de los métodos ya mencionados.
- 4) Utilizar la ecuación de Fenske para calcular el número mínimo de etapas correspondiente a la separación de los componentes clave establecida. Una vez obtenido N_m , se calculan las fracciones del resto de los componentes de la mezcla.

5) Si la composición del dorso calculada en el punto (4) difiere considerablemente de la asumida en el punto (1), afectando el promedio de α , los cálculos se repiten con la nueva composición.

6) Se calcula la relación de reflujo mínima a partir de las ecuaciones de Underwood.

7) Los valores obtenidos de R_m y R_M se sustituyen en la correlación de Gilliland para determinar los valores de N y R de operación.

8) El valor de D obtenido en el punto (4) y de R en el punto (7), son relacionados con la cantidad de vapor mediante la ecuación:

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

Una vez que V y V' son aproximadamente conocidos, el cálculo de la cantidad de vapor se puede efectuar por los métodos convencionales del diseño hidráulico de torres de destilación.

2.3. METODOS RIGOROSOS.

Debido a que las ecuaciones que describen el proceso de destilación de mezclas de multicomponentes siguen una forma no lineal, es necesario resolver éstas utilizando un procedimiento de cálculo de prueba y error, que requiere de la especificación de una serie de variables denominadas independientes. Los dos métodos enunciados a continuación difieren en la selección de dichas variables.

El método de Lewis - Matheson propone la selección de los flujos fi nales como variables independientes; por otra parte, Thiele y Geddes seleccionaron las temperaturas en cada plato de la torre como variables - - independientes.

2.3.1. Método de Lewis - Matheson (33).

El método de Lewis - Matheson es un procedimiento de cálculo que no proporciona la composición exacta de los productos, pero efectúa una corrección importante para fijar los requerimientos de diseño de la torre en cuanto al número de etapas teóricas y la relación de reflujo de operación.

Este método consiste esencialmente en una extensión del procedimiento de McCabe - Thiele (36) para destilación de mezclas binarias aplicado en la separación de mezclas de multicomponentes y se caracteriza por la selección que hace de la distribución de cada componente, entre los productos del domo y de los fondos, como variable independiente.

Los cálculos se llevan a cabo etapa por etapa desde el fondo y el domo de la columna hasta el plato de alimentación, donde se efectúa una comparación entre las composiciones y/o las temperaturas obtenidas para dicho plato. El procedimiento consiste en resolver alternativamente, el balance materia y la relación de equilibrio (punto de burbuja ó de ro cío); si las fracciones mol del líquido que abandona el plato de alimenta

ción, obtenidas haciendo el cálculo desde el domo, coinciden para cada componente con las obtenidas en el cálculo hecho desde el fondo de la columna, la distribución de productos supuesta es correcta. Adicionalmente, la suposición original debe ser probada comparando las fracciones mol del vapor que abandona el plato de alimentación.

Los datos de equilibrio vapor-líquido utilizados son referidos a la volatilidad relativa de cada componente comparada con la del componente clave pesado, con el fin de simplificar los cálculos. Así, la volatilidad relativa del componente i con respecto al clave pesado está dada por la siguiente ecuación:

$$\alpha_i = \alpha_{i,HK} = \frac{y_i^* x_{HK}}{x_i y_{HK}^*} \quad \text{Ec. 2.17}$$

Para todos los compuestos más ligeros, $\alpha_{i,HK}$ es mayor a 1.0 y para los más pesados que el clave pesado, tiene un valor menor a 1.0. Ahora bien, para los sistemas que siguen la ley de Raoult en la fase líquida,

$$\alpha_i = \frac{P_i^*}{P_{i,K}^*} \quad \text{Ec. 2.18}$$

y para los sistemas en que se aplica la ley de Henry,

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_{HK}} \quad \text{Ec. 2.19}$$

donde:

$$K_i = \frac{y_i^*}{x_i} \quad \text{Ec. 2.20}$$

La volatilidad relativa promedio se puede calcular obteniendo la media geométrica entre los valores para la primera y la última etapas de la columna.

Para determinar el punto de burbuja, se conocen los valores de x_i obteniendo los de y_i^* a partir de la ecuación siguiente:

$$y_i^* = \frac{\alpha_i x_i}{\sum \alpha_i x_i} \quad \text{Ec. 2.21}$$

Para el punto de rocío se conocen los valores de y_i^* , calculando los de x_i de la siguiente manera:

$$x_i = \frac{y_i^*}{\alpha_i \sum \left(\frac{y_i^*}{\alpha_i} \right)} \quad \text{Ec. 2.22}$$

En el método de Lewis - Matheson los balances de materia se hacen del plato de alimentación hacia la parte superior e inferior de la torre para obtener las ecuaciones de operación de las zonas de enriquecimiento y agotamiento respectivamente. Haciendo un balance global de materia se tiene:

$$F = B + D \quad \text{Ec. 2.23}$$

$$R = \frac{Q_{n+1}}{D} \quad \text{Ec. 2.24}$$

Abarcando el condensador, el tanque acumulador y toda la sección de enriquecimiento se tiene lo siguiente, considerando un flujo molar constante:

$$L_T = Q_{n+1} = R D \quad \text{Ec. 2.25}$$

$$V = L_r + D \quad \text{Ec. 2.26}$$

$$V = U_{N+1} + D = D(R+1) \quad \text{Ec. 2.27}$$

Considerando el plato de alimentación, la sección de agotamiento y -
el rehervidor:

$$L_s = F + L_r = V + B \quad \text{Ec. 2.28}$$

$$V = V_r = V_s \quad \text{Ec. 2.29}$$

teniendo en cuenta que la alimentación se encuentra en el punto de burbuja y a la misma temperatura que el plato correspondiente.

El balance para la sección de enriquecimiento alrededor de la etapa (n - 1) es el siguiente para cada componente:

$$Dx_D = V y_{n-1} - L_r x_n \quad \text{Ec. 2.30}$$

$$y_{n-1} = (L_r/V) x_n + (D/V) x_D \quad \text{Ec. 2.31}$$

$$\delta \quad y_{n-1} = \left[\frac{RD}{D(R+1)} \right] x_n + \left[\frac{D}{D(R+1)} \right] x_D$$

$$y_{n-1} = \left[\frac{R}{R+1} \right] x_n + \left[\frac{1}{R+1} \right] x_D \quad \text{Ec. 2.32}$$

El balance por etapa (n + 1) para cada componente en la sección de -
agotamiento es:

$$L_s x_{n+1} - V y_n = B x_B \quad \text{Ec. 2.33}$$

$$x_{n+1} = (V/L_s) y_n + (B/L_s) x_B \quad \text{Ec. 2.34}$$

Para poder aplicar este método de cálculo es necesario disponer de -
la siguiente información:

a) Composición estimada de los productos.

- b) Temperaturas en la parte superior y el fondo de la columna.
- c) Número de etapas y ubicación del plato de alimentación.

El procedimiento de solución se inicia asumiendo que el perfil de temperaturas a lo largo de la columna sigue una forma lineal desde el fondo hasta el domo. La constante de equilibrio vapor-líquido para cada componente será entonces una función cuadrática de la temperatura.

$$K = E_1 + E_2T + E_3T^2 \quad \text{Ec. 2.35}$$

Los cálculos plato por plato comienzan en el domo de la torre donde, para un condensador total,

$$y_{i,n} = x_{i,D} \quad \text{Ec. 2.36}$$

Entonces $x_{i,n}$ puede determinarse a partir de la constante de equilibrio:

$$x_{i,n} = \frac{y_{i,n}}{K_{i,n}} \quad \text{Ec. 2.37}$$

La suma de las fracciones mol en el líquido no será exactamente 1.0, en este cálculo ó en los cálculos de las siguientes etapas. En cada caso las fracciones deben de normalizarse antes de proceder con el siguiente paso, obteniendo nuevos valores a partir de la ecuación siguiente:

$$x_{i,n}(\text{norm}) = \frac{x_{i,n}}{\sum x_{i,n}} \quad \text{Ec. 2.38}$$

Para las etapas restantes de la zona de enriquecimiento, $x_{i,n}$ puede obtenerse usando la relación de equilibrio para el punto de rocío. La temperatura supuesta previamente se emplea para determinar la constante

de equilibrio. La composición del vapor proveniente de la etapa inferior se obtiene a partir del balance de materia en la etapa respectiva.

Al mismo tiempo que se calcula $x_{i,n}$ y $y_{i,n-1}$, también se puede determinar una nueva temperatura para la etapa. Primero se encuentra una constante de equilibrio para el componente clave pasado a partir de la fórmula:

$$K_{HK,n} = \frac{y_{HK,n}^*}{x_{HK,n}} \quad \text{Ec. 2.39}$$

Por lo tanto,

$$K_{HK,n} = \sum \frac{y_i^*}{\alpha_i} \quad \text{Ec. 2.40}$$

De la ecuación cuadrática para K (Ec. 2.35), se obtiene un nuevo valor de la temperatura correspondiente al valor de la constante de equilibrio -- calculada. El procedimiento se sigue en la misma forma en las etapas inferiores al domo, incluyendo la etapa de alimentación dentro de la zona de enriquecimiento.

Posteriormente los cálculos se efectúan desde el fondo de la columna. La composición del líquido en la etapa final (rebavider) corresponde a la composición de los fondos. La composición del vapor se calcula con la relación de equilibrio para el punto de burbuja y se normaliza de la misma forma que se hizo con la composición del líquido de la sección de enriquecimiento. La composición del líquido que abandona la etapa se fija mediante un balance de materia. Una nueva temperatura para la etapa se evalúa

usando la fracción mol del líquido y el procedimiento empleado en la sección de enriquecimiento.

$$K_{HK,n} = \frac{1}{\sum \alpha_1 x_{i,n}} \quad \text{Ec. 2.41}$$

Los cálculos se continúan hasta llegar al plato de alimentación.

La convergencia es lenta si la composición de la alimentación calculada desde el domo es comparada con la calculada desde el fondo de la columna. En vez de esto, se comparará la temperatura en cada etapa con la iteración hecha previamente. Para las iteraciones subsiguientes, es necesario que las composiciones del destilado y los fondos de los componentes distintos a los claves sean modificadas por las siguientes cantidades:

$$\Delta (D x_{i,D}) = \frac{x_{i,bf} - x_{i,df}}{x_{i,df}/(D x_{i,D}) + x_{i,bf}/(B x_{i,B})} \quad \text{Ec. 2.42}$$

$$\Delta (B x_{i,B}) = - \Delta (D x_{i,D}) \quad \text{Ec. 2.43}$$

En esta ecuación $x_{i,df}$ es la fracción mol del componente i en la alimentación determinada a partir de la sección de enriquecimiento y $x_{i,bf}$ es la fracción mol del componente i en el plato de alimentación obtenida de la sección de agotamiento.

2.3.2. Método de Thiele y Geddes (52).

El método de cálculo desarrollado por Thiele y Geddes se caracteriza

especialmente por la selección que hace del perfil de temperaturas a lo largo de la columna, como variable independiente de diseño. La aplicación de este procedimiento a problemas de separación de mezclas de multicomponentes requiere de la especificación de los siguientes parámetros:

- a) Número de platos teóricos y relación de reflujo y
- b) Temperatura en cada plato.

El cálculo se lleva a cabo de la siguiente manera:

1. Obtener los coeficientes de distribución vapor-líquido como una función de la temperatura y la presión, para cada compuesto.
2. Efectuar los cálculos plato por plato desde el condensador y el reboiler hasta el plato de alimentación.
3. Comparar los resultados en el punto de alimentación y determinar el destilado y los fondos.
4. Con la composición de los productos determinada, regresar y verificar las temperaturas supuestas.
5. Ajustar las temperaturas y repetir los cálculos.

Para aplicar este método no es necesario conocer ó suponer las composiciones de los productos; sin embargo si se debe de especificar otros parámetros como ya se mencionó anteriormente. El procedimiento de cálculo se inicia en el condensador y el reboiler, comparando los resultados obtenidos en el plato de alimentación para así poder determinar las dos corrientes de productos. Es entonces posible regresar a través de la co-

lumna y plato por plato, verificando la composición y la temperatura en cada plato. Las temperaturas de cada plato se ajustan si es necesario, repitiendo los cálculos. Las iteraciones del procedimiento de prueba y error se repiten hasta que las composiciones y temperaturas en cada plato converge.

Los procedimientos computacionales son una herramienta adecuada para resolver los métodos iterativos y la aplicación de métodos de convergencia más rápidos dentro del algoritmo del programa permiten obtener la solución del problema en forma breve y eficiente, así como exacta.

Los balances de materia están escritos en términos del número de moles de cada componente, denotando los flujos molares individuales por las letras "v", "l", "b" y "d". El subíndice j se referirá al número de plato y el subíndice i al componente.

Las constantes de equilibrio vapor-líquido se introducen en los balances de materia en forma de factores de absorción y desorción. Estos factores están dados por las siguientes relaciones:

$$A_{ji} = \frac{1}{S_{ji}} \quad \text{Ec. 2.44}$$

$$S_{ji} = \frac{K_{ji} V_j}{L_j} \quad \text{Ec. 2.45}$$

Antes de plantear los balances de materia individuales, es importante recalcar la información y especificaciones de la columna que son necesarias

para desarrollar los cálculos por el método de Thiele y Ceddés.

1. Número de etapas teóricas en cada sección (asumido).
2. La cantidad, composición y condición térmica de la alimentación (dato del problema).
3. Presión de la columna (fijo por el punto de rocío de la corriente superior).
4. Tipo de condensador utilizado (parcial ó total).
5. Relación de reflujo (asumida).
6. Cantidad de destilado (dato del problema).
7. Perfil de temperaturas inicial (asumido).
8. Perfil de flujos en la columna, L / V (asumida).

En la sección de enriquecimiento cada balance se hace alrededor del - plato dado y el condensador; en la sección de agotamiento el balance incluye el plato dado y el reborador obteniéndose las siguientes ecuaciones:

Sección de enriquecimiento.

$$\frac{V_{j,i}}{d_i} = A_{b,i} + 1 \quad \text{Ec. 2.46}$$

$$\frac{V_{j,i}}{d_i} = A_{j-1,i} \left(\frac{V_{j-1,i}}{d_i} \right) + 1 \quad ; \quad 2 \leq j \leq f-1 \quad \text{Ec. 2.47}$$

$$\frac{V_{f,i}}{d_i} = A_{f-1,i} \left(\frac{V_{f-1,i}}{d_i} \right) + 1 \quad \text{Ec. 2.48}$$

$$V_{f,i} = V_{f,i} \quad (\text{Líquido saturado}) \quad \text{Ec. 2.49}$$

Sección de agotamiento.

$$\frac{l_{f-1,i}}{b_i} = S_{p,i} \left(\frac{l_{f,i}}{b_i} \right) + 1 \quad \text{Ec. 2.50}$$

$$l_{f-1,i} = l_{f-1,i} + l_{f,i} \quad (\text{Líquido saturado}) \quad \text{Ec. 2.51}$$

$$\frac{\bar{l}_{j-1,i}}{b_i} = S_{j,i} \left[\frac{\bar{l}_{j,i}}{b_i} \right] + 1 \quad ; \quad f+1 \leq j \leq n \quad \text{Ec. 2.52}$$

$$\frac{\bar{l}_{n,i}}{b_i} = S_{n+1,i} + 1 \quad \text{Ec. 2.53}$$

$$A_{oi} = \frac{L_o}{K_{oi} D} \quad (\text{Condensador parcial}) \quad \text{Ec. 2.54}$$

$$A_{oi} = \frac{L_o}{D} \quad (\text{Condensador total}) \quad \text{Ec. 2.55}$$

$$S_{n+1,i} = \frac{K_{n+1,i} V_{n+1}}{B} \quad \text{Ec. 2.56}$$

Las relaciones de flujo molar se refieren a los productos de la siguiente forma:

$$v_{ji} / d_i$$

y

$$l_{ji} / b_i$$

En el plato de alimentación se determina el valor de b_i / d_i y d_i se calcula de la fórmula:

$$d_i = \frac{F z_i}{1 + \frac{b_i}{d_i}} \quad \text{Ec. 2.57}$$

donde F representa las moles totales de alimentación y Z_i es la composición de la alimentación. Con el valor de d_i , los flujos individuales en cada etapa pueden ser calculados y así verificarse los perfiles de temperatura y flujo supuestos. Estos perfiles se ajustan y se repiten los cálculos.

El procedimiento utilizado para hacer que la convergencia sea más rápida está basado en el desarrollado por Lyster (34). El valor correcto de $(b_i / d_i)_{co}$ es igual a un factor, ϕ , veces el valor calculado de b_i / d_i .

$$\left(\frac{b_1}{d_1}\right)_{\text{corr}} = \phi \left(\frac{b_1}{d_1}\right) \quad \text{Ec. 2.59}$$

$$d_1 \text{ corr} = \frac{F z_1}{1 + \phi \left(\frac{b_1}{d_1}\right)} \quad \text{Ec. 2.57}$$

$$D = \sum_{L=1}^E (d_1)_{\text{corr}} = \sum_{L=1}^E \frac{F z_1}{1 + \phi \left(\frac{b_1}{d_1}\right)} \quad \text{Ec. 2.60}$$

es la raíz positiva de la función,

$$S(\phi) = \sum_{L=1}^E \frac{F z_1}{1 + \phi \left(\frac{b_1}{d_1}\right)} - D = 0 \quad \text{Ec. 2.61}$$

En la iteración, los valores de la composición del vapor y del líquido

en cada plato pueden encontrarse de:

$$y_{ji} = \frac{\left(\frac{V_{j,i}}{d_i}\right) (d_i)_{\text{corr}}}{\sum_{L=1}^E \left(\frac{V_{j,i}}{d_i}\right) (d_i)_{\text{corr}}} \quad \text{Ec. 2.62}$$

$$x_{ji} = \frac{\left(\frac{l_{j,i}}{d_i}\right) (d_i)_{\text{corr}}}{\sum_{L=1}^E \left(\frac{l_{j,i}}{d_i}\right) (d_i)_{\text{corr}}} \quad \text{Ec. 2.63}$$

Una expresión equivalente en términos de $(b_1)_{\text{corr}}$ puede obtenerse por una simple sustitución en las ecuaciones correspondientes. El valor correcto de los perfiles de temperatura se obtendrá usando las relaciones para el punto de rocío ó de burbuja basados en las composiciones de plato mencionadas. El procedimiento se repite hasta que el valor de D obtenido sea satisfactoriamente aproximado al valor de D especificado.

3. DISEÑO HIDRAULICO DE PLATOS PERFORADOS . -

3.1. Consideraciones generales.-

El siguiente proceso sobre dinámica de platos, por conveniencia ha incluido comentarios y recomendaciones para el diseño de platos perforados.

Algunos puntos deben ser especificados por el diseñador del proceso. Estos puntos se reúnen en la siguiente tabla:

DISEÑO GLOBAL DE LA COLUMNA

1. Diámetro
2. Número de platos
3. Espaciamiento entre platos
4. Localización de alimentación y salidas
5. Temperaturas y presiones de operación
6. Material de construcción.

DISEÑO DE PLATOS

1. Arreglo de flujo del líquido
2. Area activa
3. Area libre (perforaciones)
4. Tamaño de abertura, pitch y arreglo (patrón)
5. Espacio de perforaciones

6. Separadores ("baffles")
7. Area de bajantes ("downcomers")
8. Tipo de bajantes y espacio libre
9. Arreglo de entradas
10. Tipo de derramaderos ("weirs")
11. Dimensiones de derramaderos
12. Espesor de los platos
13. Materiales de construcción
14. Nivel de platos y derramaderos.

Adn más, las especificaciones deben permitir "una operación satisfactoria" en una zona delimitada por las restricciones del flujo liquido-vapor, como se muestra en la figura 3.1 que a continuación se presenta:

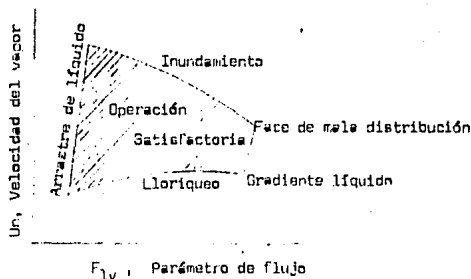


FIG. 3.1 EFECTO DE LA CARGA DE LIQUIDO Y VAPOR SOBRE EL COMPORTAMIENTO DE PLATOS PERFORADOS.

El diseño global óptimo de una columna de platos perforados involucra una gran cantidad de consideraciones y las más importantes emergen sólo después de que el diseñador cuenta con el problema específico.

3.2. Terminología de áreas.-

En el diseño de platos perforados se usan diferentes designaciones de áreas, por lo que es necesario para este punto aclarar los términos. (46)

Area de la torre A_t , es el área total ó superficial, interna transversal de la torre.

Area de la bajante A_d , es el área transversal en la parte superior de la bajante; para una bajante segmental, es el área del segmento formado por el sobre flujo del vertedero y la pared de la torre.

Area Neta A_n , es el área destinada al flujo de vapor sobre el plato. En el plato convencional de flujo cruzado simple, $A_n = A_t - A_d$.

Area Activa A_a , es el área general en dónde se lleva a cabo la reacción. No se limita sólo a la zona perforada, ya que los efectos de la turbulencia llevan la reacción a una distancia mayor de las perforaciones. Para la mayoría de los casos de diseño, A_a se toma como el área total entre los vertederos de entrada y salida. Y cuando se emplean bajantes segmentales rectos de flujo cruzado, $A_a = A_t - 2 A_d$.

Area Perforada A_h , es el área total abierta al flujo de vapor. En el arreglo de platos, A_h es igual a la abertura total en la hoja metálica perforada menos la obstrucción ocasionada por los miembros de soporte de los platos.

Area Abierta, corresponde a la relación usada solamente en-

la identificación de las hojas metálicas perforadas. Para una sección dada del material, el área abierta se refiere a la proporción entre el área perforada y el área total y puede ser calculada mediante las siguientes ecuaciones:

Pitch triangular,

$$\text{Área abierta} = 0.905 \left(\frac{\text{diámetro de la perforación}}{\text{pitch}} \right)^2 \quad \text{Ec. 3.1}$$

Pitch cuadrado,

$$\text{Área abierta} = 0.785 \left(\frac{\text{diámetro de la perforación}}{\text{pitch}} \right)^2 \quad \text{Ec. 3.2}$$

3.3. Diseño de Platos.--

Los diámetros de las perforaciones más usados comúnmente en el servicio de platos perforados van de 1/8 a 1/2 pulgada, con un tamaño mayor de perforación se ofrecen posibles ventajas en aplicaciones severas.

Sin embargo se prefieren diámetros menores (1/8 a 1/4 de pulg.), con las perforaciones orientadas en la dirección del flujo de vapor. En la práctica usual, el espesor del plato se emplean dimensiones de 12 a 14 U.S. Standard gauge, excepto para acero al carbón, en donde se utiliza un espesor de 10.

Para diámetros pequeños y en el intervalo usual de área abierta, una regla general segura es que el tamaño de perforación no sea menor que el espesor de la hoja metálica en el caso de acero al carbono ó no menos de 1.25 veces el espesor, cuando se refiera a acero inoxidable (A6).

Con el objeto de obtener el diseño del plato, se calcula un arreglo de perforaciones en forma preliminar, considerando como área perforada - la diferencia entre el área activa y el área cubierta por los soportes y anillos de los platos. Si el arreglo calculado no corresponda a un arreglo estándar comercial, se selecciona el siguiente arreglo menor y el área (neta) perforada se calcula para determinar el espacio libre requerido.

El área libre no debe exceder del 25 % del área del plato, excepto cuando se realiza intencionalmente para operación temporal a baja velocidad.

Las hojas metálicas perforadas, se encuentran disponibles en anchos estándar de 36 y 48 pulgadas y largos estándar de 96, 120 y 144 pulgadas. Los miembros de soporte pueden ser espaciados a 12, 16, 18 ó 24 pulgadas con el objeto de tener el menor desperdicio del metal.

Debe tenerse en cuenta que el espaciamiento y tipo de soportes empleados se ven influenciados por la accesibilidad a través de las entra-

das-hombre.

3.4. Sumario de los efectos de las variables de diseño de platos.-

El diseñador de proceso tiene varias variables de diseño que deben ser especificadas, éstas fueron ya mencionadas al principio de esta sección. De ellas, no todas son variables independientes, sin embargo cada una se tratará por separado: (46)

* Distribución del flujo del líquido.- Una trayectoria larga del flujo del líquido contribuye a una mayor eficiencia del plato. Sin embargo, esta trayectoria también contribuye a un gradiente hidráulico y posiblemente a una inestabilidad con respecto al plato. El acortamiento de la trayectoria mediante la separación del líquido en dos partes (plato de flujo cruzado doble) aumenta el costo de construcción del plato.

* Área activa.- Una área activa amplia contribuye a una baja velocidad del vapor, así como de los coeficientes de transferencia de masa. Sin embargo, velocidades excesivas del vapor a través de áreas activas pequeñas ocasiona arrastre de líquido por el vapor, inundación y bajas áreas interfasiales.

* Área de las perforaciones.- El mantener una área de perforaciones elevada contribuye al escurrimiento del líquido dentro de la torre, por otro lado una área baja proporciona una operación estable pero aumenta la caída de presión y por debajo de un valor dado, aumenta el arrastre

de líquido.

* Tamaño de las perforaciones, arreglo y patrón.- El tener un tamaño de perforación pequeño contribuye a una buena dispersión del gas, baja caída de presión, bajo escurrimiento y también un arrastre de líquido bajo. Las perforaciones de mayor tamaño tienen la ventaja de ser obstruidas con menor facilidad. El arreglo de las perforaciones así como el patrón son asociados con el área activa y el área de las perforaciones como se estableció anteriormente.

* Obstrucción de las perforaciones.- El obstruir una porción de las perforaciones (por ejemplo, cubriéndolas con una hoja metálica) permite una reducción del área abierta de las hojas perforadas hasta un valor deseado y proporciona flexibilidad para futuros incrementos de gas. Sin embargo, si las áreas obstruidas se localizan y éstas constituyen una porción significativa del área perforada puede ocasionar un arrastre excesivo de líquido. El área obstruida no debe exceder normalmente del 25 % del área activa.

* Área de bajante.- Un gran área contribuye a bajas velocidades del líquido y a un colapso aceptable de la espuma. Por otra parte, una área baja permite una mayor utilización del área de la torre para la circulación del vapor.

* Tipo de bajante y espacio libre.- Las bajantes segmentales inclinadas son mucho más costosas que las rectas y consumen una cierta área del plato que podría emplearse para perforaciones, si la base de la bajante tiene una área de flujo amplia.

En torres de destilación pequeñas, las bajantes circulares son más baratas que las segmentales pero pueden representar una pérdida en el área de contacto en el plato.

Un valor elevado para el espacio libre que se encuentra por abajo del baffle ó deflector de flujo descendente puede permitir el paso de vapor hacia la bajante a menos que se provea un empaque. Por el contrario, un valor bajo contribuye a un retroceso indeseable del líquido en la bajante.

* Entrada del vertedero ó derramadero.- Este provee un sello positivo en contra del flujo de vapor hacia la bajante y efectúa un cierto grado de distribución del líquido que fluye al plato. Las desventajas de este implemento son el costo adicional, la posibilidad de obturación debido a los depósitos sólidos del líquido y la posibilidad de escurrimiento ocasionado por el impacto del líquido sobre el plato.

* Salida del vertedero.- Un vertedero recto es barato y fácilmente adaptable a una bajante segmental.

* Altura y longitud de la salida del vertedero.- La caída de presión, el arrastre del líquido en el gas y el lloqueo tienen la tendencia a incrementarse con la altura del vertedero, pero mucho menos que en proporción directa. Los vertederos mayores contribuyen a un mejor mezclado del líquido lo que puede ser deseable para requerimientos especiales, tales como una reacción química en el plato.

3.5. Diseño preliminar.-

Frecuentemente es deseable estimar, con un mínimo de tiempo y esfuerzo el tamaño de una columna de platos perforados. Tales estimados se requieren frecuentemente en conexión con los estudios de planta preliminar así como de evaluaciones económicas de los procesos. De la misma manera, es necesario llevar a cabo un diseño de platos preliminar como el primer paso de un diseño detallado. Un diseño preliminar puede conducirse con un mínimo de datos. La siguiente información debe encontrarse disponible:

1. Velocidad de flujo del líquido y del vapor,
2. Densidad del líquido y del vapor.

Un diseño preliminar de mayor confiabilidad requiere de la siguiente información adicional:

1. Presión y temperatura de operación,
2. Pesos moleculares del líquido y del vapor,
3. Viscosidad del líquido y tensión superficial.

En general, aún las evaluaciones preliminares más aproximadas proporcionan los datos anteriores.

3.6. Procedimiento de diseño .-

A continuación se propone una serie de pasos que constituye un proce-

dimiento general para todo diseño de platos perforados nuevos. Si el problema involucra el reajuste de una torre existente, los arreglos en el procedimiento se hacen obvios.

Algunos puntos que se deben considerar al iniciar el diseño son: el diámetro de la torre que debe escogerse de tal forma que se adapte al flujo que se maneja; se deben seleccionar los detalles del arreglo de los platos; hay que calcular la caída de presión del gas y los límites para la inundación y ha de establecerse un factor de seguridad para prevenir un exagerado "lloriqueo" y un arrastre excesivo de líquido en el gas.

El procedimiento es el siguiente:

- 1) Calcular el parámetro de flujo por medio de la siguiente ecuación:

$$F_{lv} = \frac{L M_v}{V M_v} \sqrt{\frac{P_v}{P_1}} = \frac{w}{W} \sqrt{\frac{P_v}{P_1}} \quad \text{Ec. 3.3}$$

Este parámetro toma en cuenta los efectos en el flujo de líquido, pero en realidad es una relación entre los efectos de la energía cinética - tanto del líquido como del vapor. (16)

- 2) Escoger los platos y el espaciamento entre ellos. Para un diseño inicial se escoge generalmente 3/16 de pulgada para las perforaciones, área de la perforación/área de la torre = 0.10, material del plato 14 U.S. Std. G. (0.078 in.), 2 in. de altura del vertedero y 24 in. de espaciamiento entre platos. Los valores propuestos anteriormente constituyen los comúnmente usados (46).

Aunque el diámetro de la torre sea grande, si se desea un bajo costo se emplea un plato del tipo de flujo cruzado simple. También se emplean bajentes segmentales, vertederos rectos y una longitud de vertederos equivalente al 77 % del diámetro de la torre.

Si se trata de una columna que opera bajo condiciones no corrosivas, pudiera ser deseable en cálculos posteriores el reducir el tamaño de perforación a 1/8 de pulgada. Aún más, si el sistema manejado es no espumante, no ocasionará dificultades si la entrada es excesiva.

3) Cálculo del diámetro de la torre. De la figura 3.3 y contando con el valor de F_{1v} , se encuentra el correspondiente para C_{sb} , por lo que la velocidad de inundación del vapor se calcula como sigue:

$$U_{n, \text{inundación}} = C_{sb} \left(\frac{\rho - \rho_v}{\rho} \right)^{0.5} \quad (\% \text{ inundación}) \quad \text{Ec. 3.4}$$

$$\% \text{ inundación} = \frac{U_{n \text{ diseño}}}{U_{n \text{ inundación}}} \times 100 \quad \text{Ec. 3.5}$$

$$L/V = \text{Constante}$$

Muchos son los factores que tienen influencia sobre el diseñador en su selección del acercamiento a la inundación, pero generalmente un valor del 80 a 85 por ciento es el más usado.

Obtener el valor de A_t , haciendo uso del gasto Q :

$$A_t = \frac{Q}{A_n U_n} \quad \text{Ec. 3.6}$$

$$\text{dónde: } A_n = A_t - A_d$$

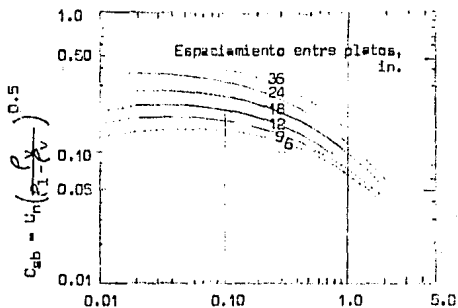
por lo tanto,

$$D = \frac{4 A_t^{0.5}}{\pi} \quad \text{Ec. 3.7}$$

En la práctica usual se redondea la cantidad obtenida a la medida superior inmediata.

La fig. 3.3 se basa en tamaños de abertura pequeños ($\frac{1}{4}$ in.) y para relaciones abertura / área activa de por lo menos 0.10.

La siguiente figura puede extrapolarse ya que proporciona también resultados de diseño satisfactorios.



$$F_{IV} = \frac{L}{V} \frac{M_1}{M_v} \sqrt{\frac{P_v}{P_1}}$$

FIG. 3.3 CAPACIDAD DE INJUNDAIMIENTO PARA PLATOS PERFORADOS (Tensión superficial=20 dinas/cm.) (16)

- NOTAS:
1. U_n basada en el área neta de flujo de vapor.
 2. Para aberturas $< \frac{1}{4}$ in. y abertura/área activa ≥ 0.1
 3. Para $\sigma \neq 20$ dinas/cm.,

$$C_{sb, \text{ajust}} = C_{sb, \text{tab}} \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0.2}$$

superior inmediata (aproximadamente 0.5 ft. más).

4) Tabular las áreas. Se tienen como datos los valores correspondientes a A_d y A_h en función de A_t , por lo que al encontrar dicho valor mediante el inciso anterior se despejen las variables:

$$A_n = A_t - A_d \quad \text{Ec. 3.8}$$

$$A_a = A_t - 2 A_d \quad \text{Ec. 3.9}$$

De esta forma se cuenta ya con los valores respectivos de:

A_t

A_d

A_n

A_a

A_h

5) Ajustar las condiciones de flujo.

$$U_n = \frac{Q}{A_n} \quad \text{Ec. 3.10}$$

que corresponde a la U_n de diseño.

Acercamiento a la inundación = $\frac{U_n \text{ diseño}}{U_n \text{ inundación}} \cdot \% \text{ inund. supuesto}$

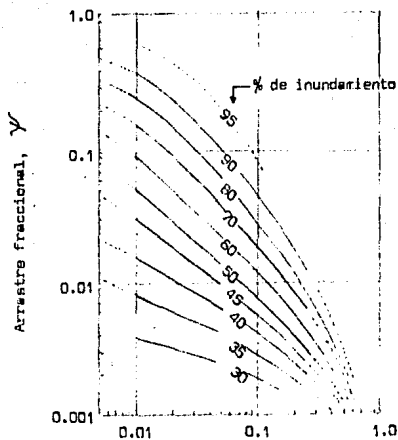
Ec. 3.11

6) Calcular el arrastre de líquido. De la figura 3. 4 se calcula el valor que corresponda a ψ ; haciendo uso de los datos ya obtenidos de F_{IV} y el porcentaje de inundación real.

Per lo tanto el arrastre de líquido total se calcula por la siguiente ecuación:

$$\psi = \frac{e}{L + e} \quad \text{Ec. 3.12}$$

$$e = \frac{\psi}{1 - \psi} \cdot \frac{L}{PM} \quad \text{Ec. 3.13}$$



$$F_{lv} = \frac{L}{V} \frac{M_1}{M_v} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_1}}$$

FIG. 3.4 ARRESTRE FRACCIONAL EN PLATOS PERFORADOS.

(16)

* La gráfica anterior predice valores para el arrestre con una precisión de $\pm 20\%$.

7) Calcular la caída de presión. Para las proporciones,

$$\frac{\text{Área de la perforación}}{\text{Área activa}} = \frac{A_h}{A_a} = A_p \quad \text{Ec. 3.14}$$

y para,
$$\frac{\text{Espesor del plato}}{\text{Diámetro de la perforación}} = E_d \quad \text{Ec. 3.15}$$

obtener los valores correspondientes y con la gráfica 3.5, que se presenta a continuación se encuentra C_{vD} , que es el coeficiente de orificio.

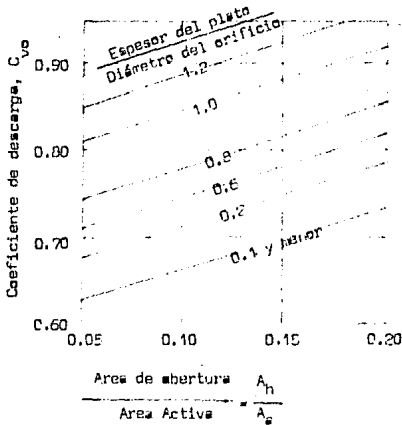


FIG. 3.5 COEFICIENTES DE DESCARGA PARA FLUJO DE VAPOR EN PLATOS PERFORADOS.

(32)

Se calcula entonces una velocidad a través de la perforación:

$$U_h = \frac{Q}{A_h} \quad \text{Ec. 3.16}$$

finalmente, se calcula h_h según la ecuación 3.17:

$$h_h = \frac{6 U_h^2 f_v}{g C_{v0}^2 f_1} = 0.186 \frac{f_v}{f_1} \left(\frac{U_h}{C_{v0}} \right)^2 \quad \text{Ec. 3.17}$$

Con el gasto de líquido (q') y para una longitud del vertedero (lw), se calcula la cresta del vertedero a partir de la ecuación de Francis para vertederos verticales (35):

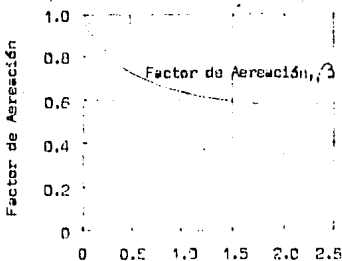
$$h_{ow} = 0.48 \left(\frac{q'}{lw} \right)^{0.66} \quad \text{Ec. 3.18}$$

El factor F a través del área activa es:

$$F_{va} = \frac{Q}{A_a} f_v^{0.5} \quad \text{Ec. 3.19}$$

$$U_a = \frac{Q}{A_a} \quad \text{Ec. 3.20}$$

La figura 3.6 proporciona el valor para el factor de aeración:



$$F_{va} = U_a f_v^{1/2}$$

FIG. 3.6 FACTOR DE AERACION, PARA PLATOS PERFORADOS.

(1), (2)

entonces,
$$h_1 = \beta (h_w + h_{ow}) \quad \text{Ec. 3.21}$$

y la caída total de presión se calcula según la ecuación 3.22:

$$h_t = h_h + \beta (h_w + h_{ow})$$

$$h_t = h_h + h_1 \quad \text{Ec. 3.22}$$

8) Calcular el punto de lloriqueo. Para ello se requiere de la caída de presión para la formación de burbujas, misma que se obtiene de la ecuación:

$$h_d = \frac{0.040 \delta}{\beta_1 d_h} \quad \text{Ec. 3.23}$$

Entonces se compara $h_h + h_d$ con h_1 , ya que $h_h + h_d \geq h_1$ constituya una condición suficiente para prevenir el escurrimiento, encontrándose así por encima del punto de escurrimiento.

9) Verificar la capacidad de manejo del líquido. Calcular la velocidad de la bajante, en base al líquido puro y a la Ad obtenida:

$$\frac{q'}{450 Ad} \text{ [m]} \frac{\text{ft.}}{\text{seg.}} \quad \text{Ec. 3.24}$$

Obtener el tiempo de residencia empleado, el cuál debe exceder al mínimo de 3 segundos; aunque este valor sea sobrepasado es recomendable verificar el nivel de la bajante.

Los cálculos del gradiente líquido requieren de un valor aproximado para la altura de la espuma, esto puede obtenerse a partir de las ecuaciones siguientes:

$$\phi = \frac{h_1}{h_f} \quad \text{y} \quad \beta = \frac{\phi + 1}{2}, \text{ entonces}$$

$$h_f = \frac{h_1}{2\beta - 1} \text{ [m] in.} \quad \text{Ec. 3.25}$$

La velocidad de la masa aerada se evalúa por la ecuación:

$$U_f = \frac{12 q}{h_f \phi D_f} = \frac{12 q}{h_1 D_f} \quad \text{Ec. 3.26}$$

dónde el ancho D_f es el promedio aritmético de la longitud del vertedero y el diámetro de la torre:

$$D_f = \frac{1}{D_t} \text{ [m] ft.} \quad \text{Ec. 3.27}$$

El factor de fricción se define como:

$$f = \frac{12 g R_h \Delta}{U_f^2 L_f} \quad \text{Ec. 3.28}$$

y este factor se correlaciona con el número de Reynolds:

$$Re_h = \frac{R_h U_f \rho_1}{\mu_1} \quad \text{Ec. 3.29}$$

dónde R_h corresponde al radio hidráulico:

$$R_h = \frac{\text{Sección transversal}}{\text{Perímetro mojado}} = \frac{h_f D_f}{2h_f + 12 D_f} \text{ [m] ft.} \quad \text{Ec. 3.30}$$

Para obtener el factor de fricción se emplea la gráfica 3.7, que a continuación se presenta:

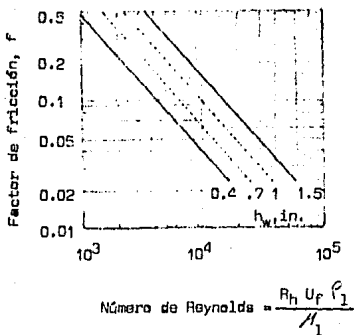


FIG. 3.7 FACTOR DE FRICCIÓN, PLATOS PERFORADOS.

(28)

* El gradiente hidráulico se calcula directamente de la ecuación 3.28

Obtenido el valor de f , así como el de L , el cuál represente la distancia neta entre las bajentes, entonces se calcula el gradiente del líquido de plato a plato según la siguiente expresión:

$$\Delta = \frac{f U_f^2 L_f}{12g R_h} \quad \text{Ec. 3. 31}$$

Un criterio general para la ausencia de dificultades en el gradiente se toma del diseño práctico de platos con capucha: $(h_{11} - h_{10}) < 0.5 h_h$

dónde $h_{1i} - h_{1o} = \Delta$ = gradiente hidráulico.

Para la estimación de la bajante es necesario el valor de la caída de presión que corresponde al flujo por abajo del mismo; esta área es:

$$A_{da} = \frac{C_1 l_w}{144} [^*] \text{ft}^2 \quad \text{Ec. 3.32}$$

$C_1, l_w [^*] \text{in.}$

La caída de presión por debajo de la bajante entonces es:

$$h_{da} = 0.03 \left(\frac{q'}{100 A_{da}} \right)^2 [^*] \text{in.} \quad \text{Ec. 3.33}$$

Finalmente, la bajante se recalcula:

$$h_{dc} = h_t + h_w + h_{ow} + \Delta + h_{da} [^*] \text{in.} \quad \text{Ec. 3.34}$$

Debe hacerse notar que h_{dc} en la ecuación anterior está dado en términos de líquido puro. Actualmente, la bajante contiene una masa serosa de altura mayor que h_{dc} . Si esta masa alcanza el nivel del plato superior, se encuentra entonces cerca del inundamiento. La práctica usual es asumir una densidad para la espuma ϕ de 0.5 como mínimo. Por consiguiente el diseño requiere que:

$$h_{ts} > 2 h_{dc}$$

El valor máximo recomendable para h_{dc} es de 12 in.

10) Resumir el proceso de diseño del plato.

e. Tipo de flujo, material de construcción del plato, así como de los soportes, bajantes y otros elementos auxiliares. Tipo de bajantes.

ESTA TESTIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

b. Dimensiones pertinentes:

Diámetro de la torre, ft.

Espaciamento entre platos, in.

Area activa, ft²

Area de la perforación, ft²

Area de flujo descendente, ft²

Area de la perforación

Area de la torre

Area de la perforación

Area activa

Tamaño de la perforación, in.

Longitud del vertedero, in.

Altura del vertedero, in.

Espacio libre de la bajante, in.

Espesor del plato, in.

c. Arreglo de las perforaciones y tolerancia en el nivel de líquido por plato, in.

3.7. RESUMEN DE ESTANDARES RECOMENDADOS PARA EL DISEÑO
DE PLATOS (46)

Materiales de construcción:

Tipo	Metal laminado
Material	Determinado por condiciones de corrosión

Tipo de plato:

Uso general	Flujo cruzado
Relación L/V muy baja	Flujo invertido
L/V alto ó columna alta	Doble paso
L/V muy alto	3 ó 4 pasos

Bajantes y derramaderos:

Tipo de bajantes	Segmental
Placa de flujo descendente	Vertical
Derramaderos para carga normal	Rectos
Derramaderos para carga baja	Recortados

Dinámica del plato:

Acercamiento al punto de inundación 80 - 85 %

Tamaño de la abertura promedio:

Máximo	100 % de la altura de abertura, sin sobrecarga
Mínimo	0.5 in.

Promedio dinámico de sumersión de
la abertura:

Operación a vacío	0.5 - 1.5 in.
Atmosférica	1.0 - 2.5 in.
50 - 100 psiq.	1.5 - 3.0 in.
200 - 500 psiq.	2.0 - 4.0 in.

Relación de distribución de vapor 0.5 máximo

Altura de la masa aereada en

la bajante 100 % de la altura de flujo descendente, máx.

Tiempo de residencia (real)	
para el flujo descendente:	
Todos, excepto los de alta espumabilidad	3 segundos mínimo
Alta espumabilidad	5 segundos mínimo
Relación de arrastre de líquido	0.15 máximo
Caída de presión	Limitado por el proceso
Espaciamento entre platos:	
Para torres de 2.5 - 4 ft.	18 in.
Para torres de 5.0 - 20 ft.	24 in.
Factores diversos de diseño:	
Derramaderos de entrada	No recomendados
Derramaderos intermedios	Altura mínima Altura del líquido en la corriente descendente.
Separadores para flujo invertido	Altura mínima de dos veces la del líquido claro.
Separadores de redistribución:	
Localización	Todas las hileras en donde el espacio final sea 1 in.
Altura	Dos veces la altura del líquido claro
Deflexión del plato bajo carga	1/8 in.
Abertura de drenaje:	
Tamaño	3/8 - 5/8 in.
Área	4 in ² / 100 ft ² área del plato
Tolerancias de construcción:	
Nivel de plato	1/4 in. máximo
Nivel de derramadero	1/8 in. máximo

GUIA PARA LA SELECCION TENTATIVA DE PLATOS

PARA TORRES DE DESTILACION (6), (7)

Diámetro estimado de la torre, ft	Intervalo de la capacidad de líquido, gpm.			
	Flujo invertido	Flujo cruzado	Doble paso	Cascada doble paso
3	0 - 30	30 - 200		
4	0 - 40	40 - 300		
6	0 - 50	50 - 400	400 - 700	
8	0 - 50	50 - 500	500 - 800	
10	0 - 50	50 - 500	500 - 900	900 - 1400
12	0 - 50	50 - 500	500 - 1000	1000 - 1600
15	0 - 50	50 - 500	500 - 1100	1100 - 1800
20	0 - 50	50 - 500	500 - 1100	1100 - 2000

TABLA 3.1

La tabla anterior representa una guía para la selección tentativa del tipo de plato a elegir. Los intervalos proporcionados son aproximados e intentan ser sólo para selección tentativa. La selección final del tipo de plato debe estar basada en los resultados de un cálculo completo de la dinámica de plato para su aplicación específica.

DISTRIBUCION TIPICA DE AREAS COMO PORCENTAJE DEL
AREA DE LA TORRE (7)

Diámetro de la torre, ft.	Area de flujo descendente		Area de distribución del líquido			Desperdicio final
	Flujo cruzado	Doble paso	Flujo cruzado	Doble paso	Cascada doble	
3	10 - 20		10 - 25			10 - 30
4	10 - 20		8 - 20			7 - 22
6	10 - 20	20 - 30	6 - 12	15 - 20		5 - 18
8	10 - 20	18 - 27	4 - 10	12 - 16		4 - 15
10	10 - 20	16 - 24	3 - 6	9 - 13	20 - 30	3 - 12
12	10 - 20	14 - 21	3 - 6	6 - 11	15 - 25	3 - 10
15	10 - 20	12 - 18	2 - 5	6 - 9	12 - 20	2 - 8
20		10 - 15		5 - 7	9 - 15	2 - 6

TABLA 3.2

AREA ACTIVA = Area de la Torre - (Area de flujo desc.+Area de distr.+Desperdicio)

* Los datos anteriores han sido determinados en base a la experiencia, proporcionando así ciertos intervalos prácticos útiles en el diseño de platos.

3.8. NOMENCLATURA

- A_a = Área activa ó burbujeante de un plato (generalmente $A_t - 2 A_d$), ft^2
- A_d = Área de la bajante, área transversal para el flujo total del líquido descendente, ft^2
- A_{da} = Área mínima bajo el flujo descendente de la bajante, ft^2
- A_h = Área neta perforada del plato, ft^2
- A_n = Área neta transversal para el flujo de vapor por encima del plato, -
(generalmente $A_t - A_d$), ft^2
- A_t = Área transversal total de la torre, ft^2
- C_{sb} = Parámetro de capacidad de vapor, fps
- C_{vo} = Coeficiente de descarga de vapor para plato seco
- d_h = Diámetro de la perforación, in
- D_f = Ancho total para flujo a través del plato, ft
- D_t = Diámetro de la torre (ID), ft
- e = Arrastre de líquido, lb mol / hr
- \bar{e} = Proporción de arrastre de líquido, lb de líquido / lb de vapor seco
- f = Factor de fricción
- Fl_v = Parámetro de flujo vapor-líquido, adimensional
- F_{va} = Parámetro de flujo de vapor, basado en el área activa
- g = Aceleración de la gravedad. $32.2 \text{ ft} / \text{seg}^2$
- h_{da} = Pérdida de presión debida al flujo de líquido por debajo de la bajante,
in. de líquido
- h_{dc} = Altura del líquido en la bajante, in
- h_f = Altura de la espuma (masa aireada) en el plato, in
- h_{jd} = Altura de la espuma (masa aireada) en la bajante, in
- h_n = Caída de presión debido al flujo de vapor a través de las perforaciones,
in. de líquido
- h_l = Altura equivalente del líquido en el plato, in

- h_{li} = Altura del líquido a la entrada del plato, in
- h_{lo} = Altura del líquido en el derramadero, in
- h_{ow} = Altura de la cresta de líquido sobre el derramadero, medida desde la parte superior del derramadero (en el caso de los circulares y rectos), in
- h_t = Caída de presión total del vapor por plato, in. de líquido
- h_{ts} = Espaciamento entre platos, in
- h_w = Altura del derramadero sobre la base del plato, in
- h = Caída de presión debida a la formación de burbujas, in. de líquido
- l_w = Longitud del derramadero, in
- L = Velocidad de flujo de líquido, lb mol / hr
- L_f = Longitud del patrón de flujo, ft
- L_w = Longitud del derramadero, ft
- M_l = Peso molecular del líquido
- M_v = Peso molecular del vapor
- q = Velocidad de flujo de líquido, cfs
- q' = Velocidad de flujo de líquido, gpm
- Q = Velocidad de flujo de vapor, cfs
- R_h = Radio hidráulico. ft
- u_a = Velocidad del líquido basada en el área activa A_a , fps
- U_a = Velocidad del vapor basada en el área activa A_a , fps
- U_f = Velocidad de flujo de la espuma, fps
- U_h = Velocidad del vapor a través de las perforaciones, fps
- U_n = Velocidad del vapor basada en el área neta A_n , fps
- U_t = Velocidad del vapor superficial basada en el área total A_t , fps
- V = Velocidad de flujo, gasto de vapor, lb mol / hr
- w = Gasto de líquido, lb / hr
- W = Gasto de vapor, lb / hr

Símbolos griegos

- β = Factor de aereación, adimensional
- Δ = Gradiente líquido para un plato ó sección del mismo, in
- μ_L = Viscosidad del líquido, lb / ft-seg
- ρ_f = Densidad promedio de la espuma, lb / ft³
- ρ_L = Densidad de líquido claro, lb / ft³
- ρ_v = Densidad del vapor, lb - ft³
- δ = Tensión superficial del líquido, dinas / cm
- σ_w = Tensión superficial del agua, dinas / cm
- ϕ = Densidad relativa de la espuma, relación de la densidad de la espuma a la densidad del líquido claro
- ψ = Proporción de arrastre de líquido, lb / lb (ó mol / mol)

4. ESTIMACION DEL COSTO DEL EQUIPO.

4.1. SELECCION DEL EQUIPO Y SU TAMAÑO PARA ESTIMACIONES PRELIMINARES DE COSTO.

4.1.1. El Acercamiento Heurístico.-

Se entiende por acercamiento heurístico un procedimiento de diseño, el cuál utiliza "reglas generales" bien conocidas y algunas de ellas no como reglas, con el objeto de llegar a una especificación rápida y confiable del tamaño del equipo ó arreglo. Tales métodos cortos constituyen un componente invaluable y poderoso en la síntesis del proceso; éstos son indispensables durante las etapas preliminares de la evaluación económica ya que, ahorran tiempo y conducen a una caracterización razonablemente cuantitativa del tamaño del equipo aún en ausencia de datos suficientes de proceso. Un ejemplo del acercamiento heurístico es dado por King (30), como parte de su secuencia de selección en destilación; las cuatro "reglas" que propone son:

1. Las separaciones en donde la volatilidad relativa de los componentes clave es cercana a la unidad debe realizarse en ausencia de componentes no clave.
2. Las secuencias que remueven los componentes uno por uno en el domo de la columna deben ser favorecidos.
3. Las secuencias que proporcionan una división cercana a la equidad de la alimentación entre los productos del destilado y de los fondos, deben también ser favorecidas.

4. Las separaciones que involucren fracciones de recuperación muy altas deben reservarse hasta la última secuencia.

Estas cuatro reglas, las cuáles no son mutuamente consistentes, son el resultado del criterio y muchos años de experiencia. De esta forma es posible que se lleque a su esencia mediante cómputos repetidos que involucren una mezcla multicomponente específica que quiera ser separada. Sin embargo, aún con sofisticada tecnología computacional, la tarea de optimización sería formidable. De hecho, una aplicación a priori del acercamiento heurístico simplifica grandemente la tarea a mano.

En forma similar, la esencia del criterio y experiencia pueden ser expresados en forma de reglas generales útiles en el diseño preliminar rápido de elementos específicos de algún equipo. Tal diseño preliminar puede, de hecho, servir como guía útil para diseños más detallados en pasos avanzados del desarrollo económico. Un prerrequisito obvio en el acercamiento es el que, por lo menos "la primera vez", el equipo seleccionado para realizar la operación deseada sea simple y esté basado en gran cantidad de datos de comportamiento y experiencia.

Para propósitos de estimaciones preliminares de costos, sólo unas pocas características claves de cada artículo del equipo necesitan ser definidas; las correlaciones de costos se dan en términos de estas características claves, las cuáles incluyen:

- a) Clasificación del equipo (si es aplicable). En el caso de intercambiadores de calor, por ejemplo, las especificaciones de

diseños indicarán un intercambiador de "tubo y coraza" ó una de "tubos verticales" ó muchas otras posibles configuraciones.

- b) Criterio sobre el tamaño, consta de uno ó más números los cuáles únicamente caracterizan el tamaño del artículo del equipo para propósitos de costo. Las columnas de platos se caracterizan por el diámetro, la altura total y el número de platos. El punto es que la evaluación preliminar del costo sea llevada a cabo con razonable confiabilidad sin recurrir al diseño detallado.
- c) Condiciones extremas de operación. Para propósitos de costos preliminares, esto debe tenerse como parte de las especificaciones del equipo. Frecuentemente, las correlaciones de costos muestran el efecto que por ejemplo, la alta presión, puede tener en el costo del equipo.
- d) Materiales de construcción. Esta característica es muy importante en el establecimiento del costo del equipo y puede aún más, dictar la elección del tipo de equipo.

Las reglas generales y los métodos de diseño rápidos se concentran en la definición de estas características, particularmente en el criterio del tamaño.

4.1.2, Factores de Seguridad.-

En la metodología del diseño preliminar rápido se aplican factores de seguridad, con el objeto de llegar a un tamaño un poco mayor que el computado en las primeras secuencias. En otros casos, cuando existe la elección entre dos tamaños estándar, uno un poco menor y el otro un poco mayor que el tamaño computado, se escoge el tamaño mayor.

¿Cuál es la exposición racional para la aparente obsesión acerca del sobrediseño ?

Aún en las etapas avanzadas del proceso de diseño, los factores de seguridad se aplican en los cálculos del diseño. Hay un número definido de razones para ello:

1. La mayoría de los métodos de diseño llevan asociados un grado de inexactitud ó error y con el objeto de compensar este efecto se aplican los factores de seguridad. De esta forma se asegura que el elemento especificado trabajará, de hecho, como se espera.
2. La mayoría del equipo es diseñado para operaciones en estado estable ó tal vez para condiciones de arranque y paro. Sin embargo, durante las operaciones reales, ocurren contrastes no anticipados que, algunas veces pueden ocasionar variaciones de flujo que bien pueden someter a un esfuerzo excesivo el equipo diseñado en forma corta. El problema es sufragar parte -

de las consecuencias mediante el so' rediseño del equipo. De hecho, la práctica es diseñar más allá de las peores variaciones concebibles, utilizando un factor de seguridad confiadamente basado en la experiencia.

3. Tal vez la razón más controversial para el sobrediseño lo constituye el deseo indacible de tener una sobre-capacidad dentro de la estructura misma ("superproductividad"). El diseñador de proceso tiene la clara responsabilidad de minimizar los costos y además es difícil olvidar las ocasiones de encomio y satisfacción, cuando una planta, en respuesta a una alta demanda, maneja una superproductividad del 10 ó 20 por ciento sin la necesidad de altos costos de reajuste.

Peters & Timmerhaus (41) recomiendan el uso de factores de seguridad de 10 y 20 %. Los departamentos de ingeniería de corporaciones químicas generalmente han desarrollado sus propios factores. La magnitud de éstos también depende del trabajo que se realice a mano; los procesos bien probados basados en la experiencia en muchas plantas pueden ser diseñados con factores de seguridad cercanos a cero.

4.1.3. Lista del Equipo.-

Una vez que todos los elementos del equipo de proceso han sido dimensionados, la información se reúne en forma de listas de equipo, en anti-

cipación al siguiente paso en la estimación de costos. Cada lista incorpora los elementos de la misma clasificación general. Los encabezados de las columnas comunes a todas las listas incluyen:

Etiqueta del equipo

Descripción y tipo de equipo

Criterio de tamaño (para propósitos de costo)

Condiciones extremas de operación

Requerimiento de servicios (enfriamiento, potencia, etc.)

Material de construcción

Costo de compra ("simple")

El formato anterior facilita la recopilación de los datos sobre costos y constituye un rápido escrutinio de la demanda total del equipo.

4.2. ESTIMACION DEL COSTO DE COMPRA DEL EQUIPO.

4.2.1. Definición del Costo de Compra.-

El costo de los elementos individuales del equipo puede, por supuesto, ser obtenido mediante el contacto con los vendedores, pero este procedimiento consume el tiempo suficiente para prevenir su uso en los estimados preliminares. Se pueden obtener datos adecuadamente precisos de fuentes que incluyen correlaciones de datos de costos de compra y se puede reunir un estimado más bien rápido al hacer uso de éstas.

El concepto de costo de compra del equipo parece ser completamente claro, pero existen algunas complicaciones. El costo de compra no es

el mismo que el costo de entrega. Ya que éste es el total de los costos incurridos al recibir las piezas desarmadas del equipo, embaladas y en la plataforma de descarga cerca de la localización de la nueva planta. El costo de entrega incluye no sólo el precio de venta del proveedor sino todos los impuestos de ventas y flete, así como cargos por aseguramiento. Las correlaciones de costos en la literatura publicada no son definidas claramente hasta el punto de especificar impuestos y cargos -- por flete.

Algunas correlaciones confiables, tales como las de Guthrie (69), - identifican específicamente los costos de compra como F.O.B. ("free on board") en la plataforma de descarga del vendedor. Si el único costo - disponible es el precio de venta del proveedor (el costo F.O.O.), el costo de entrega puede ser estimado mediante la adición aproximada del 10 % del precio de venta para impuestos de venta y flete.

Otro problema que se presenta al referirse a datos publicados sobre costos es la impropia identificación de si los costos se refieren a equipo "simple" ó instalado. El equipo instalado es el equipo que es colocado en su propio lugar en el sitio de construcción, listo para ser conectado a la tubería y ser instrumentado. Los costos de instalación - son una fracción sustancial del costo (base) de compra del equipo y la - confusión de costos simples e instalados pueden inducir un gran error.

Los datos sobre costos que no estén propiamente identificados como costos de compra ó instalados deben ser despreciados.

Algunos elementos del equipo, particularmente las torres, pueden ser parcialmente fabricadas en la planta. Las torres de gran altura - por ejemplo, pueden ser fabricadas por el proveedor en secciones, enviadas al sitio de construcción y soldadas justo antes de la erección. El punto es que, puede ser difícil el separar el costo de compra de los costos de instalación y las correlaciones deben ser cuidadosamente estudiadas para determinar la naturaleza de las mismas.

Los costos de compra y los de instalación no deben ser mezclados.

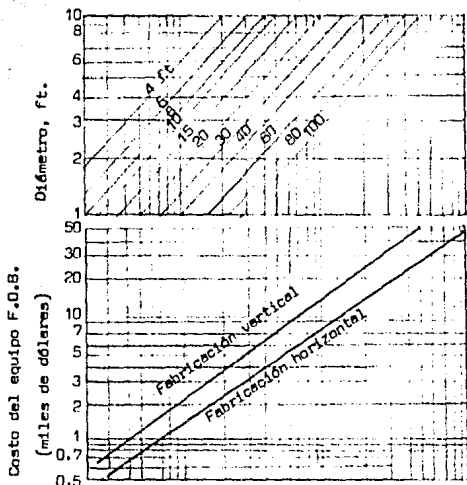
4.2.2. Métodos de presentación de los datos sobre costos.-

El método más común en las correlaciones de costos de compra es la gráfica Log-Log, del costo contra el tamaño del equipo. La ventaja de las gráficas log-log es que los datos de costos resultan frecuentemente en una recta ó muy cercana a ella.

Se debe notar un número importante de características, mismas que deben ser incorporadas como parte de cualquier correlación confiable:

- a) Se establece claramente para que es el costo (artículos que incluye),
- b) El tamaño debe estar cuidadosamente anotado,
- c) El costo se especifica, costo de compra (FOB) ó instalado y se proporciona el tiempo base.
- d) La red logarítmica es razonablemente clara.

Otra variante del concepto gráfico log-log se muestra en la siguiente figura:



Exponente del tamaño:
 Vertical, 0.6F
 Horizontal, 0.60

TIEMPO BASE: Mitad de 1968

(24)

Requerimientos:

- Diámetro, ft
- Longitud, ft
- Presión de diseño, psig
- Material de la coraza
- Fabricación (horiz. ó vert.)

Incluidas:

Vertical:

- Coraza y 2 cabezales
- Baquillas y entrada-hombre
- Faldón, barras y argolles
- Soportes de los platos

Base de la gráfica:

- Acero al carbón
- Presión de diseño, 50 psi
- Baquillas y entrada-hombre, promedio
- Código de construcción ASME
- Fabricación en planta

Horizontal:

- Coraza y 2 cabezales
- Baquillas y entrada-hombre
- Soportes, 2

Algunas de las características que se ajustan son: diámetro, longitud y orientación. Debe notarse la frase que hace claro por ejemplo, que la gráfica puede ser utilizada para generar datos de costos para torres (así como para tanques) con un número normal de boquillas y entradas-hombre, - pero se requieren datos adicionales para el estimado del costo de los platos.

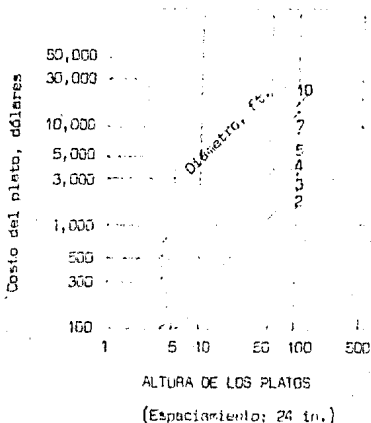
Las correlaciones de costos que se encuentran también disponibles - para algunos elementos específicos de equipo; es importante conocer cuáles de ellos no se encuentran incluidos dentro de estas correlaciones con el objeto de que los faltantes sean tomados en cuenta para su propia evaluación económica.

El método de costo basado en la integración de componentes, muchas veces es útil para la estimación de la fabricación de tanques y torres. En este método el peso total del metal a ser fabricado es estimado mediante el diseño y cómputo del peso por separado de la coraza, cabezales, boquillas, entradas-hombre y soportes. El costo de fabricación del recipiente puede entonces ser estimado a partir de correlaciones gráficas ó bien mediante ecuaciones de la siguiente forma:

$$\text{COSTO DE FABRICACION} = 50 w^{-0.34} = \frac{\$}{\text{lb.}} \quad \text{Ec. 4.1}$$

en dónde w es el peso (lb) del recipiente. A este total se adicionan los costos de otros componentes, tales como platos y revestimientos. En efecto, el método integrado por componentes es usado para ampliar el alcance de la correlación gráfica mostrada en la figura anterior; los -

datos de costos de los componentes adicionales de los recipientes se muestran a continuación: Ref. (24)



Requerimientos:

- Altura de los platos, ft.
- Diámetro de los platos, ft.
- Espaciamento entre platos, in.
- Tipo de plato
- Material

Exponente del tamaño:

1.0

Tiempo base:

1969

Incluye:

- Platos (como especifica)
- Soportes
- Todas las conexiones

REVESTIMIENTO	ESPESOR (in.)	M & L, (\$/ft ²)
Ladrillo	3	3.80
	4	5.50
	6	8.25
Ladrillo Refractario	4½	7.10
	3	10.79
Hule	3/16	4.37
	¼	4.75
Refractario	2	7.50
	4	10.52
Grafito	5 lb.	6.25
	10	7.13
	15	8.06

COSTO DEL RECIPIENTE DE PROCESO, \$ = Costo Base x F_m x F_p

Factores de ajuste:

Material de la coraza	F _m		Factor de presión	
	Revest.	Sólido	psi.	F _p
Acero al carbón	1.00	1.00	Hasta 50	1.00
Acero Inoxidable 316	2.25	3.67	100	1.05
Monel	3.89	6.34	200	1.15
Titanio	4.23	7.02	300	1.20
			400	1.35
			500	1.45
			600	1.60
			700	1.80
			800	1.90
			900	2.30
		1,000	2.50	

COSTO DEL PLATO, \$ = Costo Base (F_s + F_l + F_m)

Factores de ajuste:

Espaciamiento entre platos, in.	F _s	Tipo de plato	F _l	Material	F _m
24	1.00	Plato perforado	0.0	Acero al carbón	0.0
18	1.40	" c/capucha	1.8	A. Inoxidable	1.7
12	2.20			Monel	9.0

Esta última figura ilustra otro procedimiento útil que expande el alcance de las correlaciones gráficas, el uso de factores de ajuste. Estos factores cuando son multiplicados por el costo base de un elemento específico de un equipo toman en cuenta los diferentes materiales de construcción, diseños reforzados para altas presiones y variaciones en el diseño del equipo. Como ejemplo, los factores de ajuste debido al material se listan en la parte inferior de las figuras 4.1 y 4.2. Los factores correspondientes al tipo de plato y espaciamiento entre ellos se proporcionan en la figura 4.2. Los factores de ajuste por el material de construcción son dependientes del tipo de equipo y no son intercambiables.

4.2.3. Métodos de Estimación en ausencia de información específica.-

Frecuentemente el estimador se encara con la tarea de realizar una evaluación económica de un elemento de algún equipo, para el cuál no se pueden localizar datos específicos. Una situación como la que se plantea puede ser el conocer los datos para una pieza similar del equipo, pero de diferente tamaño ó capacidad. En este caso el procedimiento a seguir se conoce como "regla de los seis décimos" (41); la cuál se basa en el hecho de que, en promedio, los datos de costos en una gráfica log-log pueden ser aproximados mediante una línea recta representada por la siguiente ecuación:

$$\text{COSTO} = a S^n$$

EC. 4.2

dónde: a = Constante característica
 S = Capacidad
 n = Exponente de la capacidad

El exponente asume un valor de aproximadamente 0.6 . Suponiendo entonces que el costo del equipo A teniendo una capacidad S_A es conocido; el costo de una pieza similar del equipo con una capacidad S_B , puede entonces obtenerse de la expresión:

$$\frac{\text{COSTO B}}{\text{COSTO A}} = \left(\frac{S_B}{S_A} \right)^{0.6} \quad \text{Ec. 4.3}$$

Debe enfatizarse en que el valor para el exponente es un promedio conveniente. El valor real es un poco diferente para variadas clasificaciones de equipo y algunos de estos valores han sido ya computados y tabulados (41).

4.3. EFECTO DE LA INFLACION SOBRE LOS COSTOS.

4.3.1. Indices de Costos.-

El costo de cualquier elemento particular de equipo es estimado para algún punto particular en el tiempo. Los factores inflacionarios así como los factores económicos ocasionan frecuentes cambios (usualmente, pero no siempre, aumentan) en el costo con el paso del tiempo.

Claramente se observa que, si los costos de diferentes equipos tienen diferentes bases con respecto al tiempo, se necesita un método capaz

de convertir la suma de todos los costos a una base común de tiempo. Usualmente la base que se prefiere es la presente, aunque frecuentemente se requieren algunas proyecciones a futuro.

El método que comunmente se utiliza para alterar la base de tiempo de los costos del equipo ó del costo total de la planta involucra índices de costo.

Para ello, se buscan valores de índices correspondientes a dos años cualesquiera, m y n; I_m e I_n , de tal forma que los costos de una pieza particular del equipo pueda ser relacionada en la misma proporción:

$$C_n = C_m \frac{I_n}{I_m} \quad \text{Ec. 4.4}$$

Aquí C_n y C_m representan los costos; si C_m es el costo conocido para el año m, entonces se tiene una forma de predecir el costo del mismo para el año n. Claramente, m es usualmente algún año en el pasado, pero n, puede encontrarse en el pasado, estar en el presente ó aún en el futuro.

Ahora, para encontrar un índice que pueda ajustarse a todos y cualesquiera de los elementos del equipo es casi un imperativo. Tal es el caso del Índice de Precios del Consumidor, éste es el resultado de un balance estadístico: en el caso del C. P. I. (Chemical Plant Industries), se evalúan los precios de un espectro definido de productos y servicios consumidos y/ó requeridos en diferentes localidades. Un índice similar es generado para equipo industrial, el Índice de Costos de Equipo de Marshall y Swift (M & S), éste se basa en gran parte, en el mismo tipo de balance

estadístico que es usado para generar el C.P.I., excepto que se evalúan equipo industrial y servicios más que bienes de consumo y servicios.

La evaluación involucra un espectro fijo de clasificaciones de equipo - (tal como intercambiadores de calor ó torres de destilación) comprados por un espectro fijo de industrias (cerca del 70 % de industrias de procesos químicos y petroleras); los costos de instalación de equipo también se toman en cuenta, de tal forma que el Índice M & S refleja los cambios en los costos de la mano de obra en la construcción.

Estrictamente hablando, el Índice M & S no se aplica al costo de compra del equipo, aunque se usa en esta forma y es justificable si el costo de compra es utilizado para general la cifra de la inversión total del capital mediante el método de factores de costos de compra.

La base arbitraria para el Índice M & S es de 100 para el año de 1926. El valor base sin embargo, no es particularmente significativo y cada índice parece tener un año base diferente (C.P.I. tiene una base de 100 para 1957). Un detalle importante es la relación R_{j-k} de los índices I_j e I_k :

$$C_n = C_m R_{n-m} \quad \text{Ec. 4.5}$$

Un índice tal como el M & S, refleja más que presiones inflacionarias, ya que los avances tecnológicos son tomados en cuenta como parte de la metodología para la recopilación de datos. Esto es igualmente cierto para otro índice comúnmente usado el C. E. (Chemical Engineering Plant Cost Index). Este índice es utilizado para efectuar ajustes en

el tiempo de la inversión del capital de plantas completas. Los datos de entrada para este índice inclu en artículos como el costo de ingeniería de diseño; tales costos se encuentran ciertamente afectados por los cambios en la tecnología, por ejemplo.

¿Cómo se pueden comparar algunos de estos índices?, la siguiente tabla muestra una comparación para los años de 1965 a 1980 entre los índices C.P.I., M. & S. y el C.E.

El año de 1965 se escogió arbitrariamente como 1.00 .

AÑO	C.P.I.	M. & S.	C. E.
1965	1.000	1.000	1.000
1967	1.056	1.073	1.059
1970	1.231	1.237	1.210
1975	1.706	1.607	1.754
1976	1.834	1.926	1.840
1978	2.000	2.204	2.105
1980	2.612	2.651	2.481

De lo anterior se observa que el C.P.I. es una aproximación razonable a la tendencia que siguen los costos para plantas químicas, en tanto que el índice de M. & S. corre un poco arriba del C.P.I.

4.3.2. Limitaciones de los índices de costos.-

La misma naturaleza del concepto de índice de costos sugiere las limitaciones de que es objeto. Después de todo, es una gran tarea el demostrar que un concepto elemental involucra un intervalo tan amplio

de variación en costos para un conjunto de equipo tecnológicamente sofisticado.

El concepto toma en consideración el progreso tecnológico dentro del estrecho espectro para equipo común, que se involucra como parte de la generación de índices; no obstante, es improbable que se tome en cuenta para el efecto de avances sensacionales en áreas específicas. El equipo de titanio, tantalio y zirconio, representó una costosa curiosidad hace tan solo un par de décadas. Los avances en metalurgia y en las técnicas de fabricación han reducido enormemente el costo relativo de tales equipos a diferencia de la tendencia de los índices de costos.

Existen algunos detalles que contribuyen a una mayor variación del índice promedio de costos y entre ellos se tiene: lo obsoleto de ciertos elementos en los equipos, la variación local en los costos de fabricación y los acuerdos proveedor-consumidor, entre otros. Debido a estas razones, el proyectar el costo de una pieza específica de equipo pudiera representar un negocio de alto riesgo, mientras que la proyección del costo para todo el conjunto del equipo proporciona resultados satisfactorios.

En vista de las limitaciones a las cuáles se ha hecho alusión, se propone un acercamiento razonable a los datos de años anteriores sobre costos, siendo éste:

- * Los datos de hasta 10 años son aceptables para ajuste de índice de costos.
- * Los datos entre 10 y 20 años de antigüedad deben tratarse --

con precaución. Los datos para elementos estándar, tales como bombas centrífugas y motores eléctricos son aceptables.

* Los datos de más de 20 años son frecuentemente obsoletos.

4.4. COSTO DE INSTALACION DEL EQUIPO.

4.4.1. Requerimientos típicos de instalación.-

Al referirse a instalación de equipo se debe ser muy cauteloso, ya que el término significa algo diferente para diferentes individuos. Algunos ingenieros piensan que el costo instalado de un elemento de un equipo es una porción de la inversión total del capital asignada a tal equipo. De hecho, este es un concepto legítimo, mismo que es la base para el método Modular de Estimación de Costos propuesto por Guthrie (25). Para los propósitos presentes, se considerará un elemento instalado como el equipo que ha sido colocado en su propia localización en el sitio de construcción, listo para ser integrado con otros elementos mediante tubería, instrumentación, sistemas útiles de distribución, etc.

Algunos de los equipos de grandes dimensiones son fabricados al menos, parcialmente en el campo de trabajo. Esto es, que algunos de los trabajos de preinstalación son completados en el sitio mismo de la construcción de la planta, lo que representa un arduo trabajo. Ya que la mano de obra esté incluida en el costo de compra y forma también parte de la instalación.

Las torres de gran altura puede fabricarlas el proveedor en seccion

nes, transportarlas al sitio y ensambladas por soldadura en posición horizontal antes de su erección; esto es parte del equipo "simple". Por lo anteriormente expuesto, es ciertamente difícil el separar la fabricación del equipo "simple" de la instalación del mismo.

La instalación, por otra parte, abarca los costos asociados con las plataformas y cimientos, construcción de escalerillas y plataformas de servicio (la totalidad de ellos incluidos en el costo de compra), instalación y pintura.

4.4.2. Estimación del costo de instalación.-

La estimación detallada del costo de instalación de un elemento de algún equipo (en base a la definición anteriormente propuesta), la mayoría de las veces representa cierto grado de dificultad. Involucra un análisis "paso a paso" del procedimiento de instalación, con estimados de mano de obra y material para cada paso.

Por esta razón aún los estimados de etapas avanzadas se encuentran frecuentemente basados en los factores de costos de instalación; los cuales son un cierto porcentaje del costo de compra del equipo. Tales factores son producto de la depuración de años de experiencia, pero la mayoría de las corporaciones prefieren hacer uso de factores basados en sus propios antecedentes.

La estimación de categorías de costos (tal como costos de instalación) como un cierto porcentaje del costo de compra del equipo es la base del Método de Factores de costos de compra.

También debe mencionarse que algunos de los métodos publicados, análogos al método de Factores de Costo de Compra, son reportados en base a los Costos del equipo entregado, aunque ya se ha hecho énfasis en la diferencia de costos de compra (FOB) y costos de entrega.

Se ha visto que esta diferencia se eleva al 10 %, lo cuál es atribuible a impuestos de venta, flete y seguros.

Si el costo de instalación requiere ser tomado como un cierto factor (%) del costo del equipo comprado (ó entregado) se entiende entonces que, el factor será una función del tipo de equipo, del material de construcción (los materiales costosos no necesariamente aumentan los costos de instalación) y del grado de preinstalación en el local del proveedor.

Comunmente se utiliza un factor simple cuando se realizan tanto los estudios estimativos como la obtención del orden de magnitud; éste método de estimación es razonablemente confiable y es utilizado aún para estimados en etapas avanzadas.

El método por factor para la estimación de costos de instalación es sólo el primer paso en el método de factores de costos de compra, conduciendo a un estimado de la inversión fija del capital; como el nombre lo implica, los factores se encuentran basados en el costo de compra del equipo.

Un factor representativo del costo de instalación es de 43 % del costo de compra del equipo;

$COSTO\ TOTAL\ DE\ INSTALACION\ DEL\ EQUIPO = 1.43\ (COSTOS\ DE\ COMPRA)$

El factor de 43 % es un promedio aproximado para plantas que mane-

jan tanto sólidos como fluidos (57). En plantas que manejan fluidos exclusivamente, el factor de instalación es más alto, cerca de un 47 %.

En muchas circunstancias, pudiere ser necesario el estimar el número de horas-hombre de mano de obra y su costo, involucrados en la instalación del equipo. Esto es ciertamente una parte importante del control de - estimados, pero el gerente de proyecto que tiene a su cargo proyectos de - alcance limitado como en unidades de producción ó plantas piloto, puede recurrir a la realización de una proyección rápida y razonablemente confiable.

Una regla comunmente utilizada es que cerca de tres cuartos del costo de instalación corresponde a la mano de obra. De hecho, los costos de mano de obra utilizada para la construcción son muy elevados.

Generalmente el tiempo de instalación que se muestra gráficamente no incluye el tiempo requerido para la construcción de los cimientos de concreto, soportes metálicos, conexiones eléctricas y otros muchos trabajos que caen dentro de la definición genérica de instalación de equipo. El tiempo se refiere esencialmente al trabajo de erección, de - "colocar el equipo en su lugar". Las horas-hombre empleadas en la erección no deben de ser confundidas con la mano de obra total de instalación, sin embargo en el caso particular de proyectos de objetivos li-

mitados es de gran utilidad cuando éstos involucran cambios en la planta productiva y en instalaciones de plantas piloto.

Ocasionalmente el costo de equipos tales como evaporadores y secadores se reporta en la literatura de costos como "costo instalado". Claramente se observa que debe tenerse extremo cuidado al utilizarse las correlaciones gráficas de costos de tal forma que no llegue a confundirse los costos de compra con los costos instalados.

El costo total de compra del equipo se usa como base para los estimados por medio de "factores" y el mejor procedimiento es el dividir cualquier dato de costos instalados entre 1.43 antes de adicionarlo al costo de compra total.

4.5. EVALUACION DEL COSTO DE INSTALACION DE UNA COLUMNA DE DESTILACION.

Con el objeto de estimar el costo de instalación de una columna de - destilación nueva, el diseñador debe considerar cuidadosamente los costos de elementos tales como tubería y trabajo en planta, así como el costo de la columna simple.

El método que se propone a continuación proporciona un estimado razonablemente preciso (cerca del 25 %) para una torre completamente instalada, si previamente se han fijado las dimensiones, número de platos, materiales de construcción, presión y temperatura (ó en su caso espesor de la coraza) localización y programa de fabricación. (38)

El resultado obtenido es el costo de una columna que se encuentra instrumentada, conectada con el siguiente elemento del equipo, aislada y lista para trabajar. No se han incluido los costos de las bombas auxiliares, tanques e intercambiadores de calor, que aunque forman parte del sistema de destilación ó "módulo" generalmente son optimizados por separado. (fig. 4.4)

4.5.1. COSTO DE LA CORAZA.

Para la estimación del costo de la coraza de la columna se emplea la - figura 4.5 que se encuentra en función del diámetro, altura y espesor de la misma. Esta figura representa una experiencia real de compra más que un estudio de los precios del mercado. El producto del diámetro, altura y

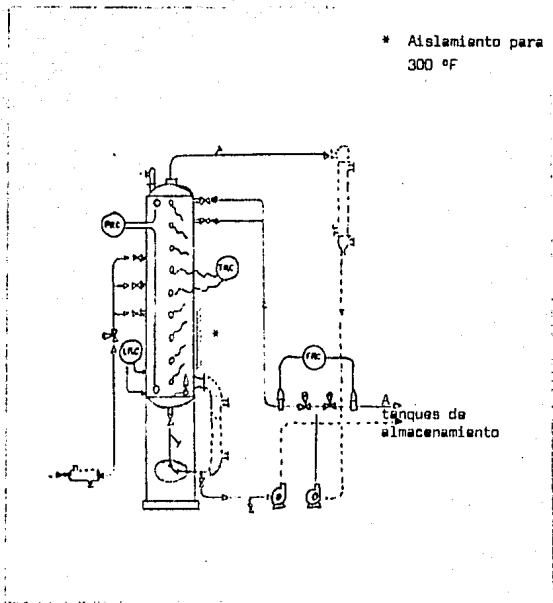


Fig. 4.4 EQUIPO QUE SE INCLUIE EN EL ESTIMADO DE LOS COSTOS DE INSTALACION DE UNA COLUMNA DE DESTILACION.

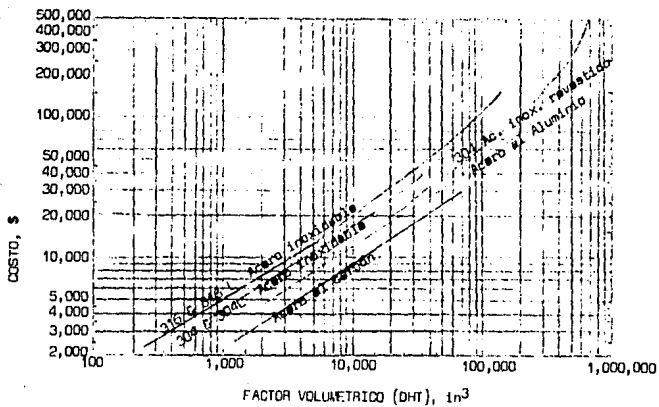
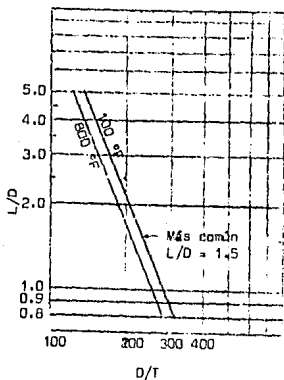


FIG. 4.5 COSTO DE LA CORAZA DE UNA COLUMNA DE DESTILACION EN FUNCION DE SUS DIMENSIONES.

Ref. (38)



L = Longitud entre refuerzos.
 D = Diámetro exterior de la coraza de la columna.
 T = Espesor.

(Todos en unidades consistentes)

FIG. 4.6 ESPESOR REQUERIDO PARA SERVICIO A VACIO: RECIPIENTES CILINDRICOS DE ACERO AL CARBON E INOXIDABLE.

espesor (DHT) en pulgadas cúbicas (in^3), es casi proporcional al volumen del metal en la coraza y por tanto es proporcional al peso de la columna, que es la correlación tradicional básica de costo para recipientes cilíndricos.

Para mantener el desarrollo de este punto en una forma relativamente simple, la altura de la columna incluye el faldón, aunque puede encontrarse fabricado de otro material. La mayoría de ellos tienen de 10 a 15 pies de longitud y son de espesor mayor que la coraza de la columna.

El espesor de la coraza puede ser tomado propiamente de la figura 4.6 ó bien de la figura 4.7, tanto para servicio a presión ó para vacío; - la última figura, la que proporciona los valores para servicio al vacío no debe ser extrapolada.

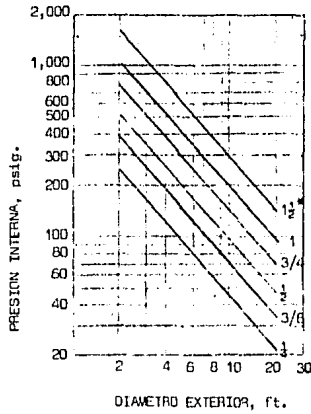
Dependiendo del comportamiento químico del sistema, se hace necesario una tolerancia por corrosión. Así también, si se especifican tanto revisión radiográfica como alivio de tensión, estos elementos implican un incremento de aproximadamente 5 % en el costo.

4.5.2. INSTALACION DE LOS PLATOS.

El costo de los platos proviene de la figura 4.8, misma que involucra las tolerancias apropiadas debidas a los gastos de arranque de manufactu-

FACTORES DE CORRECCION POR EL ESPESOR (39)

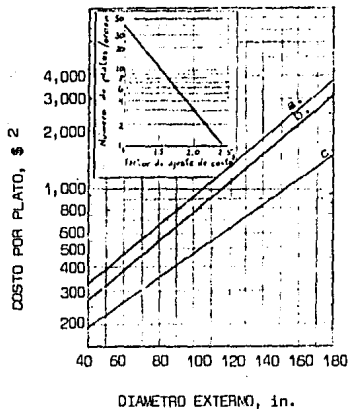
Temperatura °F	Acero al carbón	Tipo 304	Tipo 304 L	Tipo 316	Tipo 316 L
Ambiente	1.00	0.70	0.80	0.70	0.80
100	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
200	1.00	1.06	1.00	1.00	1.00
400	1.00	1.14	1.07	1.04	1.00
600	1.00	1.18	1.12	1.10	1.16
700	1.04	1.18	1.16	1.15	1.22
750	1.14	1.20	1.18	1.17	1.24
800	1.35	1.24	1.20	1.19	1.27



* Espesor mínimo requerido en in. (acero al carbón a temperatura ambiente)

FIG. 4.7 ESPESOR REQUERIDO PARA PRESION INTERNA Y TEMPERATURA DE OPERACION.

FIG. 4.8 COSTO DEL MATERIAL DE LOS PLATOS DE
DESTILACION. (3E)



- a. Acero inox. 316
- b. Acero inox. 304
- c. Acero al carbón

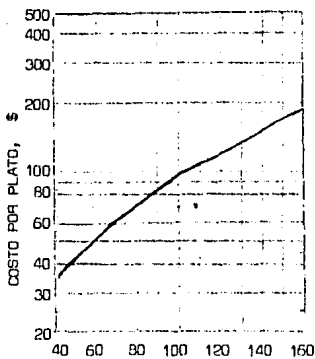
** NOTAS:

1. Ajustar el costo para el número adquirido
(Índice de Equipo Fabricado = 100)
2. Adicionar el cargo de arrendaje de manufacturación
3. Adicionar el costo de instalación (fig. 4.9)

ración y el cargo ocasionado por tener una orden de platos inferior a 40. Cuando se utiliza acero al carbón, los platos corresponden usualmente a un 70 % del costo de la coraza, pero tan solo representa 50 % cuando la columna se construye con acero inoxidable (tipo 316 L) por ejemplo.

Esta diferencia obviamente refleja la proporción mayor en la mano de obra al manufacturar los platos con acero al carbón.

La figura 4.8 se aplica lo suficientemente bien a cualquier tipo de plato: perforado, de válvula ó con capuchas. La instalación de los platos en una columna nueva se hace generalmente en las instalaciones del vendedor. Este costo se estima en la figura 4.9



• DIAMETRO EXTERIOR, in.

FIG. 4.9 COSTO DE INSTALACION DE FABRICA DE PLATOS (Indice de Fabricación de Equipo = 100).

La instalación de los platos en la planta requiere de un 25 % más de mano de obra y esto representa un riesgo mayor en cuanto a daños al equipo.

4.5.3. MATERIAL GENERAL Y TRABAJO EN PLANTA.

Hay más de una forma de estimar el costo del material general empleado en la construcción del equipo de destilación y del trabajo en la planta, esto se muestra en la siguiente tabla:

ARTICULO	% DEL TOTAL
Tubería	40.0
Instrumentación	24.0
Instalación eléctrica	8.3
Estructura	7.0
Aislamiento	6.7
Concreto	5.7
Protección contra incendio	3.3
Material extra	3.3
Pintura	1.7
	<hr/>
	100.0

TABLA 4.1

Idealmente, los estimados deben realizarse a partir de diseños de ingeniería civil, mecánicos, eléctricos y de sistemas de control. Uno -

de los objetivos primarios de este trabajo, es el prevenir la necesidad de recurrir a dichos diseños mediante el empleo de factores de estimación en métodos cortos.

Estos factores para el material en general y el trabajo en planta, deben, necesariamente, encontrarse relacionados con el costo del equipo mayor. La única elección real es la estimación de los componentes del material en general bien por separado ó como unidad. Se ha encontrado que el coeficiente de correlación es significativamente mejor cuando los materiales se estiman como unidad. Lo mismo ocurre para el trabajo en planta.

En la figura 4.10, el costo del material y las horas-hombre del trabajo en planta se han graficado contra la relación entre el costo total de la columna (incluyendo internos) del material real y el costo de una de acero al carbón. Es necesario considerar esta relación de costos de materiales de la correa debido a que tanto el material como el trabajo en planta son submúltiplos del costo de la columna cuando ésta se va haciendo "noble". Esto se debe a que los materiales permanecen esencialmente iguales, sin importar el material de la columna. La mano de obra no tiene un cambio significativo al variar el material de construcción de la columna.

La mano de obra se expresa en horas-hombre con el objeto de simpli

Tamaño de la fuerza de construcción en la planta	Multiplicadores de mano de obra en horas-hombre			
	300	< 300 - 600	600 - 900	> 900
Fábrica abierta	1.00	1.20	1.30	1.50
Fábrica cerrada	1.30	1.40	1.50	1.70

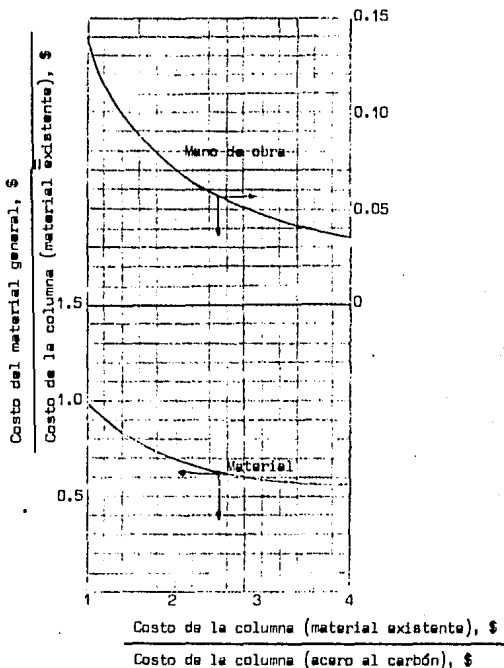


FIG. 4.10 COSTO DEL MATERIAL GENERAL Y DE LAS HORAS-HOMBRE DEL TRABAJO EN PLANTA.

** NOTA: El costo de la columna incluye platos.

ficar la aplicación de los salarios y factores de productividad. El factor estándar de productividad está basado en la construcción con menos de 300 trabajadores en el sitio de construcción y espacio abierto. La tabla de multiplicadores en la figura 4.10 indica generalmente el decremento en la productividad (incremento de horas-hombre) que ocurre cuando el trabajo en planta se incrementa ó cuando éste se realiza en espacio cerrado. Generalmente se utiliza un multiplicador de 1.3 sin hacer referencia a cualquier situación particular de mano de obra.

La tarifa por salario a emplearse en los cálculos debe corresponder al tiempo en el cual se lleva a cabo la instalación de la columna. Esta tarifa de salario puede ser tanto el salario directo simple ó puede incluir los cargos (que se encuentren involucrados directamente con la mano de obra) que normalmente corresponden al 20 % del salario directo. El factor - por construcción global debe de ajustarse de acuerdo a lo anteriormente mencionado.

4.5.4. GASTOS GENERALES, INGENIERIA Y CONTINGENCIAS.

Al incluir los cargos de mano de obra, así como el costo de arrendamiento y mantenimiento del equipo de construcción, los gastos globales -- son mayores que la mano de obra directa. Si se incluyen los cargos en la mano de obra, los gastos generales son de cerca del 80 % de la mano de obra más cargos.

La ingeniería debe ser estimada a partir de un claro y detallado entendimiento de todos los hechos y circunstancias relativos al tamaño del proyecto y a su plan de ejecución. Esto, sin embargo, no es siempre factible al utilizar un acercamiento mediante factores. Para un estimado de este tipo, aunque se encuentra práctico, no es teóricamente válido el expresar el costo de ingeniería en función de la sumatoria de los costos diversos.

Para un proyecto que incluye adio una columna de destilación la ingeniería podría ser 20 ó 25 % de la suma de los otros costos, ó 16 a 20 % de los costos totales excluyendo los costos por contingencias.

La definición de ingeniería en este caso incluye las actividades en adición al diseño de proceso, diseño detallado y dibujo. Se incluye gerencia de proyecto, costo de ingeniería, planeación y programación, compra y facilidades del vendedor. En el caso de contratar los servicios de alguna firma de ingeniería, puede darse la duplicación del esfuerzo de supervisión ingenieril.

Probablemente sea mejor el basar la ingeniería en un sistema fabricado de acero al carbón, al tratarse de un material particular y entonces asumir que la misma figura se puede aplicar a un sistema de cualquier otro material.

Todo estimado requiere de una tolerancia por contingencia con el -

objeto de asegurar que existe suficiente dinero en el estimado. Un factor estándar es del 25 % para estimados realizados antes de que la ingeniería sea completada. Ya que, es relativamente fácil el agotar tal cantidad sólo en cambios de diseño, sin hacer mención de influencias externas impredecibles; es por ello que la gerencia encargada del proyecto no proporciona bases para la subestimación económica.

5. PROGRAMA DE COMPUTADORA .

5.1. Procedimiento General .-

El programa de computadora desarrollado a continuación está basado en la utilización de métodos de cálculo tanto cortos como rigurosos, los cuales fueron explicados en capítulos anteriores, a partir de los que se va haciendo una aproximación lo más cercana posible a lo que es la operación de la columna de destilación, y con esto se obtiene el perfil de temperatura en cada etapa del equipo y las composiciones en el líquido y el vapor en equilibrio para cada una de estas mismas etapas.

El programa sigue una secuencia de cálculo a partir de la cual va ajustando los resultados paso a paso, mediante la utilización de diversos procedimientos de aproximación hasta que obtiene el resultado final, que debe concordar con una serie de especificaciones alimentadas al programa por el usuario de acuerdo a la operación y separación de la mezcla que se deseen para cada problema en particular.

La ejecución del programa continua con el ajuste de un diseño hidráulico propuesto también por el usuario, hasta obtener un diseño final el cual servira como base para efectuar la estimación del costo del equipo, con lo que se llega a la terminación del programa.

Los cálculos se inician con una primera etapa de entrada de datos. En esta, el usuario proporcionara a la computadora, a través de la pantalla, todos los datos que se requieren para comenzar las iteraciones de cálculo del equipo. Estos datos son los siguientes:

- a) Presión y temperatura de la mezcla de alimentación.
- b) Presión de operación del equipo.
- c) Componentes y composiciones de la mezcla de alimentación.
- d) Componentes clave ligero y clave pesado supuestos.
- e) Separación requerida en el proceso.
- f) Temperatura promedio de operación supuesta por el usuario.

Una vez proporcionados todos estos datos a la computadora, se procede a definir la separación instantanea de la mezcla de alimentación y a estimar la separación obtenida con las composiciones del destilado y del fondo de la columna mediante la aplicación de los métodos cortos de cálculo.

La primera estimación se hace con el método de Underwood para reflujo mínimo con lo que se obtienen los componentes clave reales de la mezcla y la distribución o separación que se obtiene para la condición de reflujo mínimo.

A continuación se prosigue con la aplicación de Fenske a la condición de reflujo total y se determina nuevamente la separación obtenida.

Con la información establecida a partir de estos dos procedimientos de cálculo se lleva a cabo una interpolación para establecer la distribución de componentes en el destilado y en el fondo para el reflujo de operación - el cual se considera de 1.5 veces el reflujo mínimo, como regla de operación práctica. En esta etapa del cálculo se aplica la ecuación de Gilliland para llegar a los resultados que se desean.

Se procede a establecer la ubicación del plato de alimentación y a determinar las composiciones y temperaturas en cada etapa de la torre de destilación para la mezcla líquido-vapor en equilibrio, para lo cual se aplica un método de cálculo riguroso como lo es el de Lewis-Matheson. En esta parte del programa la computadora resuelve los balances de materia y energía - etapa por etapa hasta que ajusta la temperatura de cada plato, obteniendo - de esta forma las composiciones para esa etapa de equilibrio. Además establece una serie de comparaciones de la relación existente entre la composición en el líquido del componente clave ligero y el clave pesado para cada plato, con lo que determina la localización del plato de alimentación.

Se continúa con un último ajuste de composiciones y temperaturas por medio del procedimiento de cálculo de Thiele y Geddes con lo que se establece el resultado final de esta parte del programa y que servirá como base para el cálculo y ajuste del diseño hidráulico del equipo.

El diseño hidráulico consiste principalmente en definir un diseño por parte del usuario el cual es alimentado al programa a través de la pantalla del microprocesador, y una vez hecho ésto se continua con la determinación del diámetro de la torra y la distribución de áreas para flujos de líquido y vapor, considerando el diseño para platos perforados. De esta forma se determina si el diseño propuesto satisface los requerimientos de manejo de líquido y vapor lo que se define por medio de una serie de comparaciones y restricciones internas del programa. Si no es así, se redefine el diseño del equipo y por medio de una serie de iteraciones de prueba y error se llega a la solución adecuada para cada caso en particular.

Se prosigue con la estimación del costo del equipo de acuerdo a las dimensiones obtenidas en el diseño hidráulico del mismo, para lo cual el usuario debe proporcionar a la computadora la información referente al índice de costos para la fecha en que se efectue el cálculo, ya que para el procedimiento de estimación seleccionado se toma como referencia el año de 1957-59=100 y de aquí se hace una escalación del costo a la fecha actual. Esta información se puede obtener del Chemical Engineering en la sección de Economic Indicators.

El costo del equipo se puede evaluar para tres tipos de materiales que son Acero al Carbón, Acero Inoxidable 304 y Acero Inoxidable 316. Una vez establecido el costo aproximado que tendrá el equipo necesario para obtener la separación de componentes deseada se llega al final de la ejecución del

programa de cálculo desarrollado.

Como parte de los cálculos que lleva a cabo el programa para llegar al diseño requerido existen una serie de subrutinas que abarcan los siguientes puntos:

- a) Cálculo de propiedades termodinámicas.
- b) Métodos de aproximación para el cálculo de temperaturas de equilibrio, rocío y burbuja.
- c) Resolución de ecuaciones de grado n con una incógnita, por el método de Newton-Raphson.
- d) Resolución de sistemas de ecuaciones de n incógnitas.
- e) Ajuste de curvas para obtener un modelo matemático que defina su comportamiento.

Todas estas subrutinas forman parte del programa y son llamadas desde la ejecución principal de éste cada vez que es necesario, para efectuar cálculos que se repiten a lo largo del programa.

5.2. Lista de variables empleadas en el programa.-

AADH	=	Area activa.
ADADH	=	Area mínima de flujo bajo la bajante.
ACDH	=	Area de la bajante
A (E, COEF)	=	Variable de trabajo
AHDH	=	Area neta perforada
AHK	=	Variable de trabajo
AIN	=	Aproximación a la inundación
AIN1	=	Variable de trabajo
AIN2	=	Variable de trabajo
AL	=	Plato de alimentación
ALFA (J)	=	Volatilidad relativa del componente J, referida al componente clave pesado.
ALFAAV (I)	=	Volatilidad relativa promedio del componente I.
ALFAB (I)	=	Volatilidad relativa del componente I.
ALFAR (I)	=	Volatilidad relativa del componente I.
ALFAT (I)	=	Volatilidad relativa
ALK	=	Variable de trabajo
ALTDH	=	Altura total de la columna, in.
ANDH	=	Area neta de la sección transversal para el flujo de vapor.
APDH	=	Relación de areas; orificio / activa.
APM	=	Variable de trabajo
AP1 (J)	=	Constantes del componente J para el cálculo de
AP2 (J)...AP5(J)	=	Constantes del componente J para el cálculo de
ASTG (I)	=	Variable de trabajo
AT1 (J)	=	Constantes del componente J para el cálculo de
AT2 (J)...AT6(J)	=	Constantes del componente J para el cálculo de
ATDH	=	Area total de la sección transversal de la columna
ATG	=	Factor de absorción
ATGF (I)	=	Variable de trabajo
A1	=	Variable de trabajo

- A2 = Variable de trabajo
- BETADH = Factor de Aereación
- BULKM(MATCON) = Relación entre el costo del material requerido para la construcción de la columna y el costo de la columna del material específico.
- CD\$ (N) = Nombre del componente N.
- CHK\$ = Nombre del componente clave pesado.
- CLDH = Espacio libre disponible
- CLK\$ = Nombre del componente clave ligero.
- COEF = Contador
- CONTING = Costo calculado por contingencias.
- COMPH = Parámetro de comparación.
- COSTA(MATCON) = Costo por plato del material específico, afectado por el factor de ajuste.
- COSTA (1) = Costo por plato de acero al carbón, afectado por el factor de ajuste (FAPL).
- COSTAD(MATCON) = Costo adicional calculado, factor de seguridad.
- COSTAD (1) = Costo adicional calculado, factor de seguridad.
- COSTBM(MATCON) = Costo del material requerido para la construcción de la columna.
- COSTCO(MATCON) = Costo de la coraza del material específico.
- COSTCO (1) = Costo de la coraza de acero al carbón .
- COSTCOA(MATCON) = Costo de la coraza del material específico incluyendo el costo por radiografía.
- COSTCOA (1) = Costo de la coraza en acero al carbón incluyendo el costo por radiografía.
- COSTGLOB(MATCON) = Costo global de la columna del material específico actualizado (índice).
- COSTGLOB (1) = Costo global de la columna en acero al carbón actualizado.
- COSTHH = Costo de la hora - hombre.
- COSTIP = Costo de instalación de los platos.
- COSTMO(MATCON) = Costo de mano de obra requerida para la construcción de la columna del material específico.

COSTMO (1)	= Costo de las horas - hombre requeridas para la construcción de la columna.
COSTOT(MATCON)	= Costo total de la columna y platos.
COSTOT (1)	= Costo total de la columna y platos de acero al carbón.
COSTPL(MATCON)	= Costo total de los platos del material específico.
COSTPL (1)	= Costo total de los platos de acero al carbón.
COSTOTIN	= Costo total instalado de la columna.
COST1 (I)	= Variable de trabajo
COST1(MATCON)	= Costo por plato del material específico.
COST1 (1)	= Costo por plato de acero al carbón.
COST2	= Costo del material por plato.
CPL (I)	= Calor específico del líquido.
CPVA (I)	= Constante para el cálculo de la Capacidad Calorífica.
CPVB (I)	= Constante para el cálculo de la Capacidad Calorífica.
CPVC (I)	= Constante para el cálculo de la Capacidad Calorífica.
CPVD (I)	= Constante para el cálculo de la Capacidad Calorífica.
CSB	= Parámetro de capacidad de vapor.
CVO	= Coeficiente de descarga de vapor.
C1	= Contador.
CS (J)	= Nombre del componente J.
D	= Cantidad de destilado, moles.
DC	= Destilado calculado.
DELTDH	= Gradiente de líquido para el plato.
DENL	= Densidad del líquido.
DENV	= Densidad del vapor.
DEST	= Cantidad de destilado de operación.
DFDH	= Ancho total de flujo.
DG	= Relación Destilado / Vapor.
DH-DH	= Diámetro de orificio.
DHT	= Factor volumétrico, in ³ .
DRM1	= Variable de trabajo
OTD4	= Diámetro de la columna.

DT1DH	=	Diámetro de la torre.
E	=	Contador.
EDDH	=	Relación Espesor de plato / Diámetro de orificio.
EDDH1	=	Variable de trabajo .
EDDH2	=	Variable de trabajo.
EDH	=	Entrada de líquido.
ENTV (I)	=	Constante para el cálculo de entalpías.
EPDH	=	Espesor del plato, in.
ESPT	=	Espesor de la torre, in.
ETAPA	=	Contador
EVAL	=	Contador
F	=	Masa de alimentación, moles.
FAP	=	Factor de ajuste por número de platos menor a 40.
FDIS	=	Factor de distribución.
FFDH	=	Factor de fricción.
FI	=	Raíz de ecuación.
FIDH	=	Relación de entrada de líquido.
FLV	=	Parámetro de flujo líquido-vapor.
FOO	=	Variable de trabajo.
FO1	=	Variable de trabajo.
FONDO	=	Cantidad de fondo de operación.
FOP	=	Alimentación de operación.
FVA	=	Parámetro de flujo de vapor basado en el área activa.
FG	=	Cantidad de vapor, moles.
GA (ETAPA)	=	Cantidad de vapor en la zona de agotamiento.
GA (NE1 + 1)	=	Cantidad de vapor en la zona de agotamiento.
GA1	=	Cantidad de vapor en la zona de agotamiento.
GDH	=	Cantidad de vapor.
GF	=	Cantidad de vapor en la alimentación, moles.
GLA	=	Relación vapor /líquido en la zona de agotamiento.
HO	=	Entalpía del destilado.
HUADH	=	Caída de presión del flujo de líquido en la bajante.

HODDH	=	Altura del líquido en la bajante, in.
HF	=	Entalpia de la alimentación.
HFDH	=	Altura de la espuma en el plato, in.
HG (I)	=	Entalpia del componente I en el vapor.
HGS (NP + 1)	=	Sumatoria.
HK	=	Número de componente clave pesado.
HLØ	=	Entalpia del líquido.
HL (I)	=	Entalpia del componente I en el líquido.
HLDH	=	Altura equivalente de líquido en el plato, in.
HLS (NE1)	=	Sumatoria.
HOHOM (MATCON)	=	Costo de las horas-hombre requeridas en la construcción de la columna, \$.
HOHOM (I)	=	Número de horas-hombre requeridas para la construcción de la columna.
HOWDH	=	Altura de la cresta del líquido sobre el derramadero, in.
HSGDH	=	Caida de presión debida a la formación de burbujas, in. de liq.
HFDH	=	Caida de presión total en el plato, in. de liq.
HTSDH	=	Espaciamiento entre platos, in.
HW	=	Entalpia del fondo.
HW (I)	=	Entalpia del componente I en el fondo.
HWDH	=	Altura del derramadero, in.
INDEC	=	Indice económico para la fecha deseada.
J	=	Número de componentes de la mezcla.
L	=	Cantidad de líquido, moles.
LA1	=	Cantidad de líquido en la zona de agotamiento.
LA (ETAPA)	=	Cantidad de líquido en la zona de agotamiento.
LA (NE1)	=	Cantidad de líquido en la zona de agotamiento.
LDH	=	Cantidad de líquido.
LF	=	Cantidad de líquido en la alimentación, moles.
LFDH	=	Longitud del patrón de flujo, ft.
LG	=	Relación líquido / vapor.
LG (ETAPA)	=	Relación líquido / vapor.

LGA (ETAPA)	= Relación líquido / vapor en la zona de agotamiento.
LGA (NE1 + 1)	= Relación líquido / vapor en la zona de agotamiento.
LGDH	= Relación líquido / vapor.
LGE	= Relación líquido / vapor en la zona de enriquecimiento.
LGE (NE1)	= Relación líquido / vapor en la zona de enriquecimiento.
LGF	= Relación L / G en la alimentación.
LX	= Número de componente clave ligero.
LM	= Variable de trabajo.
LWD25 (I)	= Calor latente de evaporación a 25 °C.
LMT	= Contador.
LWDH	= Longitud del derramadero, ft.
M	= Coeficiente de distribución Líquido / Vapor.
MATDON	= Material de construcción de la columna, material específico (≠ de acero al carbón).
M (J)	= Constante de equilibrio líquido / vapor.
MN	= Contador.
MP	= Contador.
MPE	= Contador.
MTG (I, Ø)	= Variable de trabajo.
MULTA	= Multiplicatoria.
MULTS	= Multiplicatoria.
N	= Número de componentes en el archivo.
NEA	= Contador.
NE1	= Contador.
NM1	= Contador.
NP	= Número de platos de la columna.
NPR	= Número de platos real de la columna.
FF	= Presión de alimentación (operación),
PISUP	= Porcentaje de inundación supuesto.
PML	= Peso molecular del líquido,
PMV	= Peso molecular del vapor,
PREC (HK)	= Porcentaje de recuperación del componente clave pesado.

PREC (LK)	= Porcentaje de recuperación del componente clave ligero.
PALK	= Porcentaje de recuperación del componente clave ligero.
PAHK	= Porcentaje de recuperación del componente clave pesado.
PROPEC	= Relación de costo entre el costo de la columna del material específico y el costo de la columna en acero al carbón.
Q	= Variable de trabajo.
QB	= Calor en el rehervidor,
QC	= Calor en el condensador,
QL	= Gasto de líquido,
QL1	= Gasto de líquido,
QV	= Gasto de vapor,
R1	= Contador.
RAA	= Relación Área perforada / Área de la columna.
REHDH	= Número de Reynolds.
RFI (R1)	= Raíz de ecuación.
RHDH	= Radio hidráulico, ft.
RM	= Reflujo mínimo.
RO	= Reflujo de operación.
RR10	= Variable de trabajo.
RR1M	= Variable de trabajo.
SA	= Sumatoria.
SAT	= Sumatoria.
SATG (I, NE1)	= Sumatoria.
SFD	= Sumatoria.
SFO	= Función objetivo.
SFT	= Sumatoria.
SF1 (I)	= Variable de trabajo.
SF2 (I)	= Variable de trabajo.
SSTG (I, NE1)	= Sumatoria.
STG (I, NP + 1)	= Factor de desorción.
STGF (I)	= Variable de trabajo.
SUBTOT(MATCON)	= Variable de trabajo.
SUBTOT (1)	= Variable de trabajo.

SX	=	Sumatoria.
SXA	=	Sumatoria.
SXC	=	Sumatoria.
SXC1	=	Sumatoria.
SXC2	=	Sumatoria.
SXC3	=	Sumatoria.
SXCT	=	Sumatoria.
SXCT1	=	Sumatoria.
SXTG (NE1)	=	Sumatoria.
SXW	=	Sumatoria.
SXWA	=	Sumatoria.
SXØ	=	Sumatoria.
SYA	=	Sumatoria.
SY	=	Sumatoria.
SYC	=	Sumatoria.
SYD	=	Sumatoria.
SYDA	=	Sumatoria.
SYNP1	=	Sumatoria.
SYTG (NE1)	=	Sumatoria.
TAV	=	Temperatura promedio,
TAVC	=	Temperatura promedio,
TB	=	Temperatura de burbuja,
TBC	=	Temperatura de burbuja,
TC1 (M1 + 1)	=	Temperatura,
TC (MP)	=	Temperatura,
TC (N + 1)	=	Temperatura,
TC1 (NE1)	=	Temperatura,
TEQ	=	Temperatura,
TEQC	=	Temperatura,
TF	=	Temperatura de la alimentación,
TK	=	Temperatura, °R.
TM	=	Temperatura.

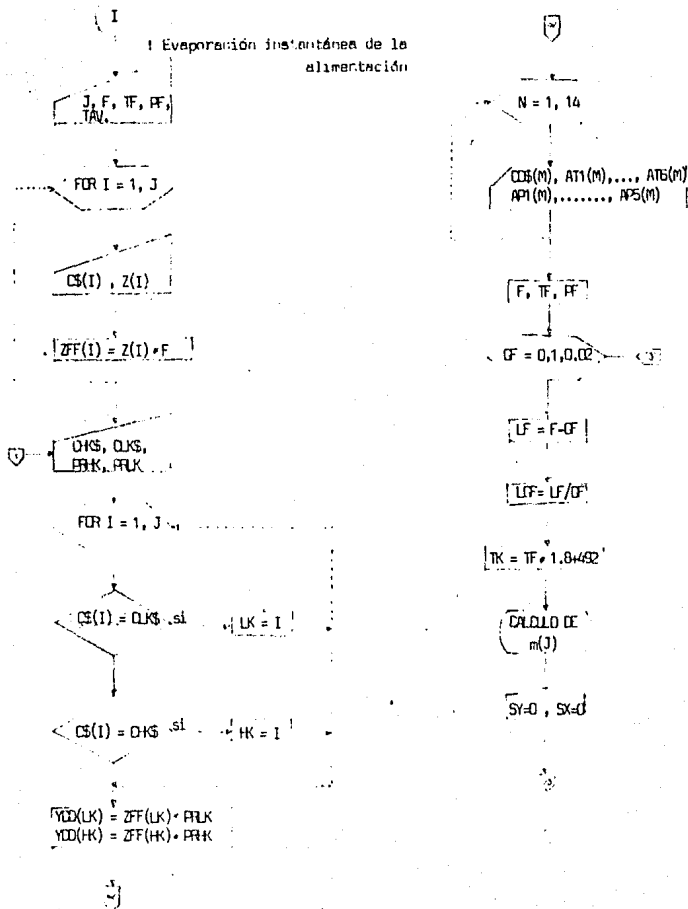
T (MP)	= Temperatura,
T (N + 1)	= Temperatura,
T (0)	= Temperatura,
TQ	= Temperatura,
TGK	= Temperatura,
TRC	= Temperatura de rocío,
TR	= Temperatura de rocío,
U	= Contador.
UFDH	= Velocidad de flujo de la espuma, ft./seg.
UNA	= Velocidad de vapor ajustada, ft./seg.
UNDIS	= Velocidad de vapor de diseño basada en el área neta de flujo, ft./seg.
UNIN	= Velocidad del vapor a inundación, ft./seg.
VAL (MATCON)	= Valor numérico de MATCON.
VOOH	= Velocidad de flujo en la bajante, ft./seg.
VVDH	= Velocidad del vapor a través de las perforaciones, ft./seg.
VISCL	= Viscosidad del líquido, lb/ ft.seg.
W	= Cantidad de fondos, moles.
WC	= Cantidad de fondos calculado, moles.
WG	= Relación fondo / vapor.
WL	= Relación fondo / líquido.
WLA	= Relación fondo / líquido en la zona de agotamiento.
X1 (I, N)	= Composición en el líquido del componente I en el plato N.
XA (I)	= Variable de trabajo.
XC (I, N1)	= Composición en el líquido calculada del componente I.
XEDH	= Variable de trabajo.
XEEC	= Variable de trabajo.
XG (I)	= Variable de trabajo.
XH (I)	= Variable de trabajo.
XHL(I)	= Variable de trabajo.
XHW (I)	= Variable de trabajo.
XTG (I, NE1)	= Variable de trabajo.

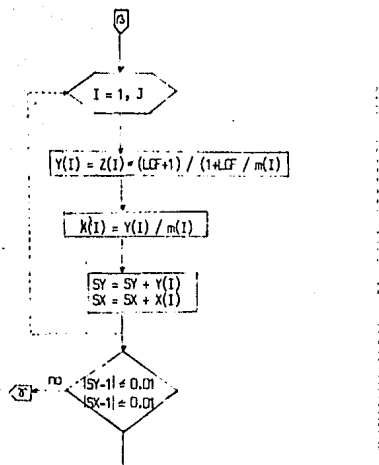
XXINT	= Relación de composiciones en el líquido del componente clave ligero con respecto al clave pesado.
XX (MP)	= Relación de composiciones en el líquido del componente clave ligero con respecto al clave pesado.
XX (N + 1)	= Relación de composiciones en el líquido del componente clave ligero con respecto al clave pesado.
XX (ϕ)	= Relación de composiciones en el líquido del componente clave ligero con respecto al clave pesado.
XW (I)	= Composición del componente I en el fondo.
XW (J)	= Composición del componente J en el fondo.
XWA (I)	= Variable de trabajo.
XWV (I)	= Cantidad del componente I en el fondo.
XWVC (I)	= Cantidad del componente I en el fondo calculada.
XWVM (I)	= Cantidad del componente I en el fondo a reflujo mínimo.
XWVD (I)	= Composición del componente I en el fondo a reflujo de operación.
XWVT (I)	= Composición del componente I en el fondo a reflujo total.
Y1 (I, MP + 1)	= Composición en el vapor del componente I en cada plato.
YA (I)	= Variable de trabajo.
YC (I, N1)	= Composición en el vapor calculada del componente I.
YDA	= Variable de trabajo.
YD (I)	= Composición del componente I en el destilado.
YD (J)	= Composición del componente J en el destilado.
YDDC (I)	= Cantidad del componente I en el destilado calculada.
YDD (HK)	= Cantidad del componente clave pesado en el destilado, moles.
YDD (LK)	= Cantidad del componente clave ligero en el destilado, moles.
YDDM (I)	= Cantidad del componente I en el destilado a reflujo mínimo.
YDDT (I)	= Composición del componente I en el destilado a reflujo total.
YDXW (I)	= Variable de trabajo.
YDZF	= Relación de recuperación en el destilado con respecto a la alimentación.
YEDH	= Variable de trabajo.
YEDH1	= Variable de trabajo.

- YEDH2 = Variable de trabajo.
- YEEC = Variable de trabajo.
- YG (I) = Variable de trabajo.
- YH (I) = Variable de trabajo.
- YHD (I) = Variable de trabajo.
- YHN1 (I) = Variable de trabajo.
- YNP1 (I) = Composición en el vapor del componente I en el plato NP.
- YTG (I, NE1) = Variable de trabajo.
- Z (J) = Composición del componente J en la alimentación.
- ZFF (J) = Cantidad del componente J en la alimentación, moles.
- ZHF (I) = Variable de trabajo.

5.3. DIAGRAMAS DE FLUJO.

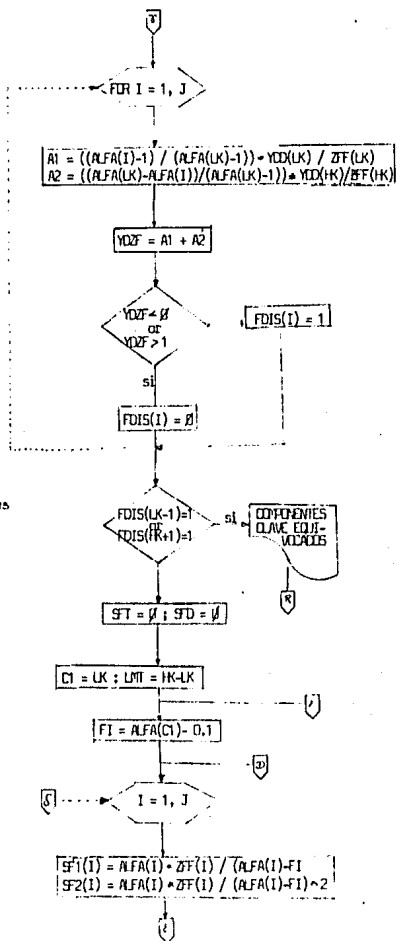
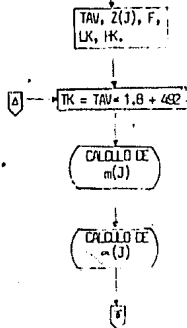
5.3.1. Programa principal.-

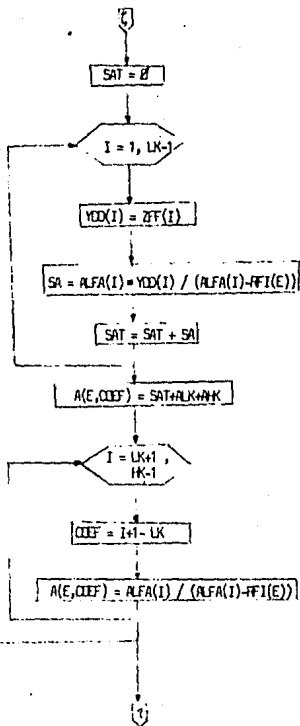
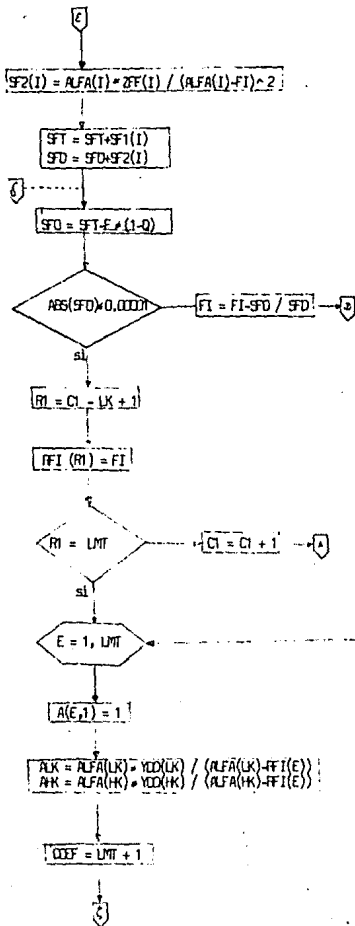


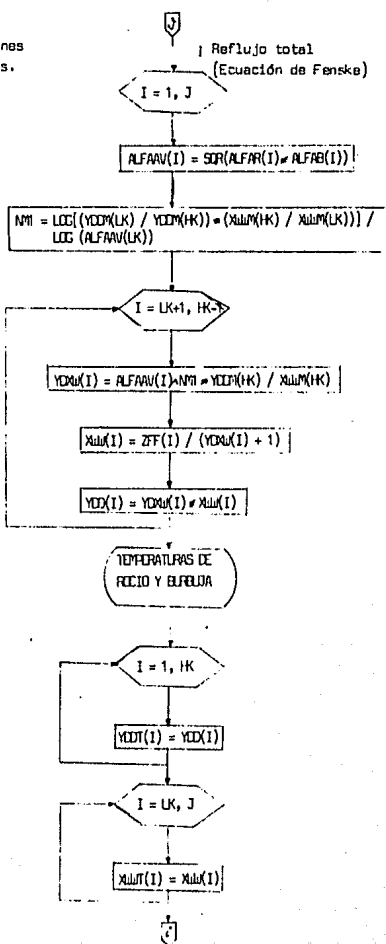
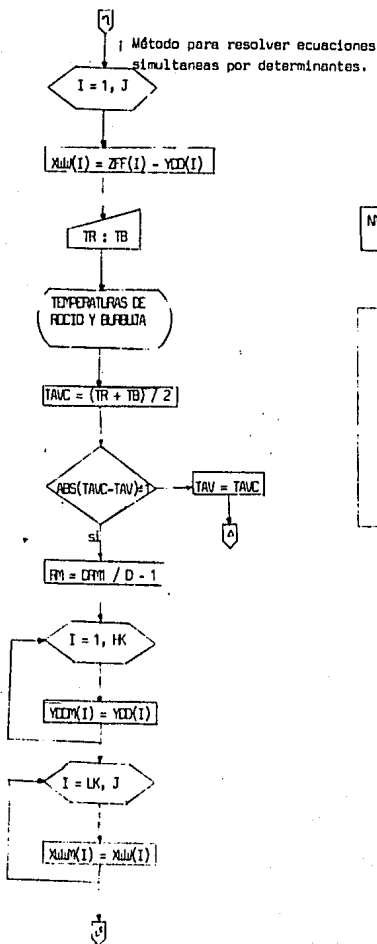


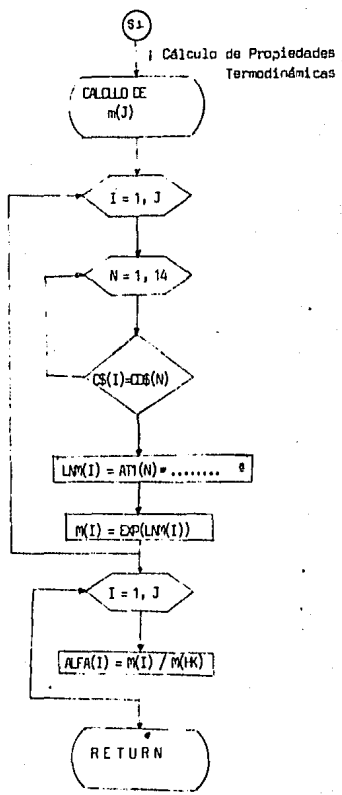
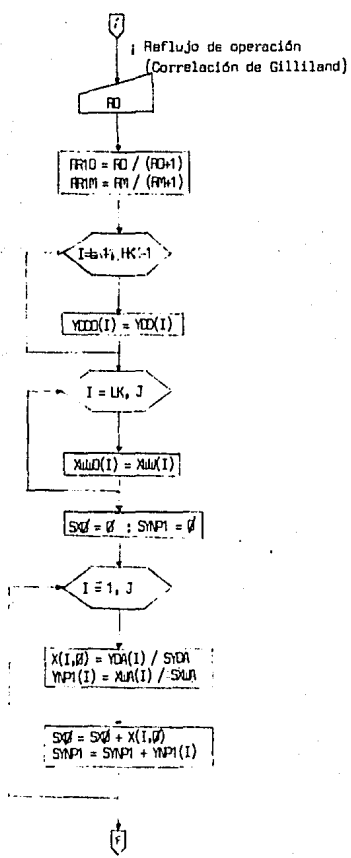
! Determinación de componentes clave (Método Underwood).

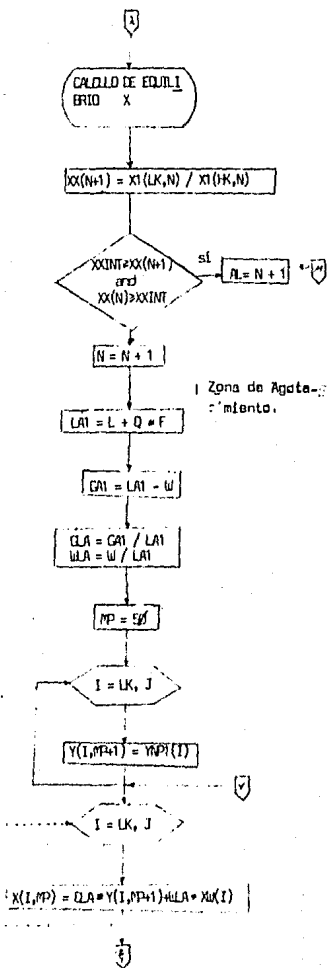
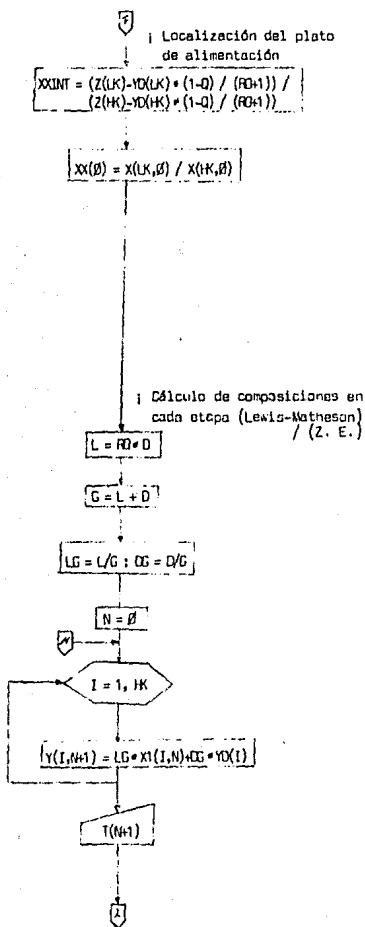
! Reflujo mínimo

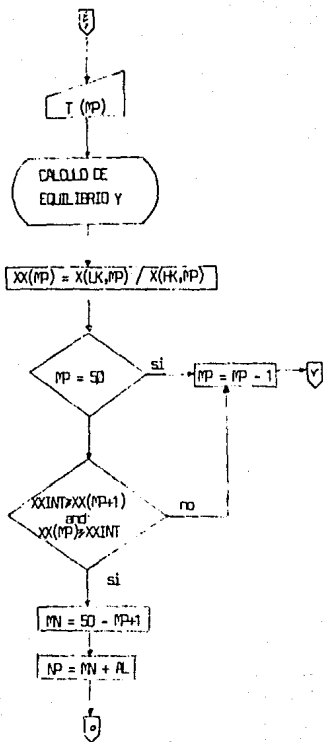












0 | Corrección de composiciones
y temperaturas. (Z. E.)

$MP = MP + 1$

$M = AL$

$SXC1 = \beta$

$I = HK + 1, J$

$XI(I, M) = XI(I, MP)$

$XC(I, M) = XI(I, M)$

$SXC1 = SXC1 + XI(I, M)$

$SXC = \beta$

$I = 1, HK$

$XC(I, M) = XI(I, M) * (1 - SXC1)$

$SXC = SXC + XC(I, M)$

$SXC1 = SXC + SXC1$

1

2

$M = \beta$

$TEQ = TR$

$TEQ = T(M)$

$I = 1, J$

$XC(I) = XC(I, M)$

CORRECCION DE
TEMPERATURA

$TC1(M) = TEQ$

$M = AL$

$I = 1, J$

$ALFAAL(I) = ALFA(I)$

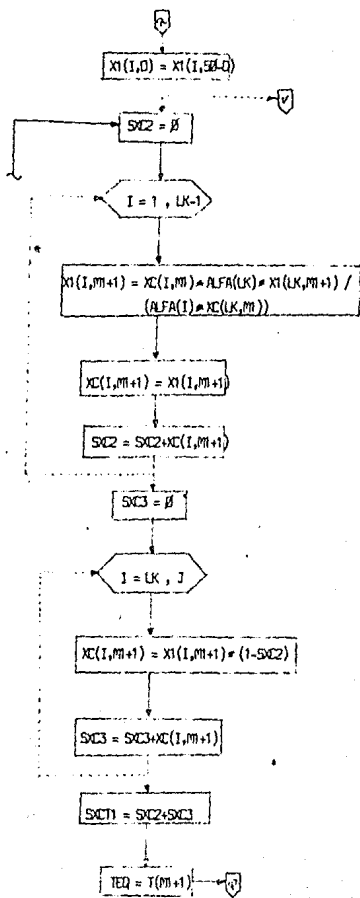
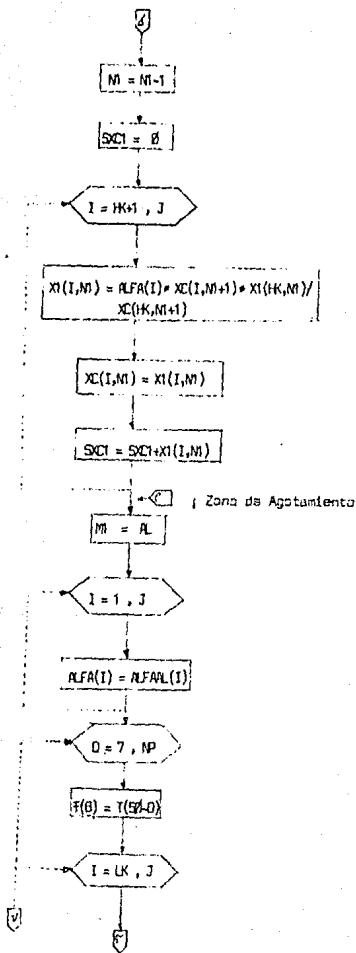
$I = 1, J$

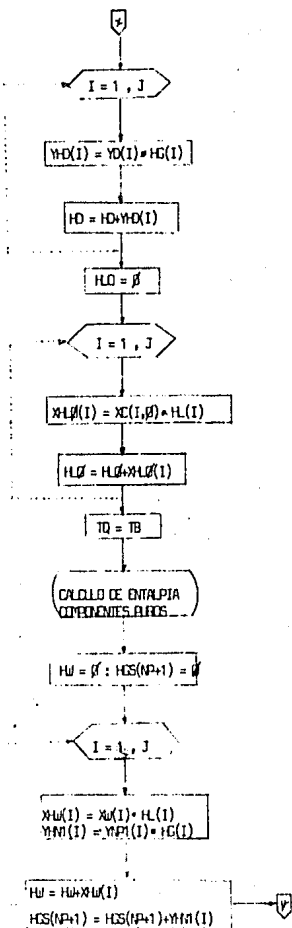
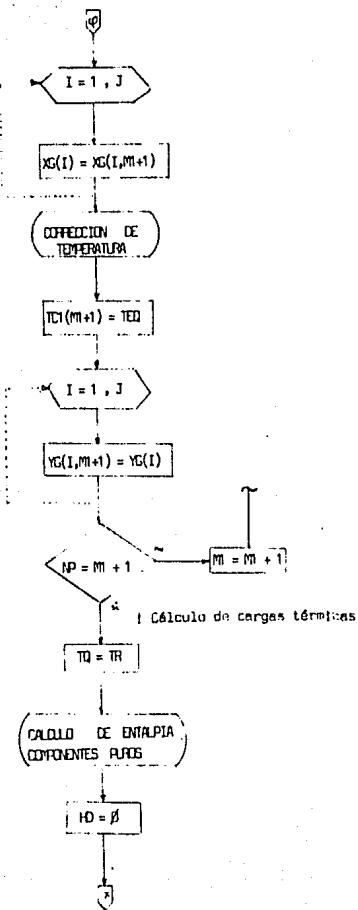
$YC(I, M) = YC(I)$

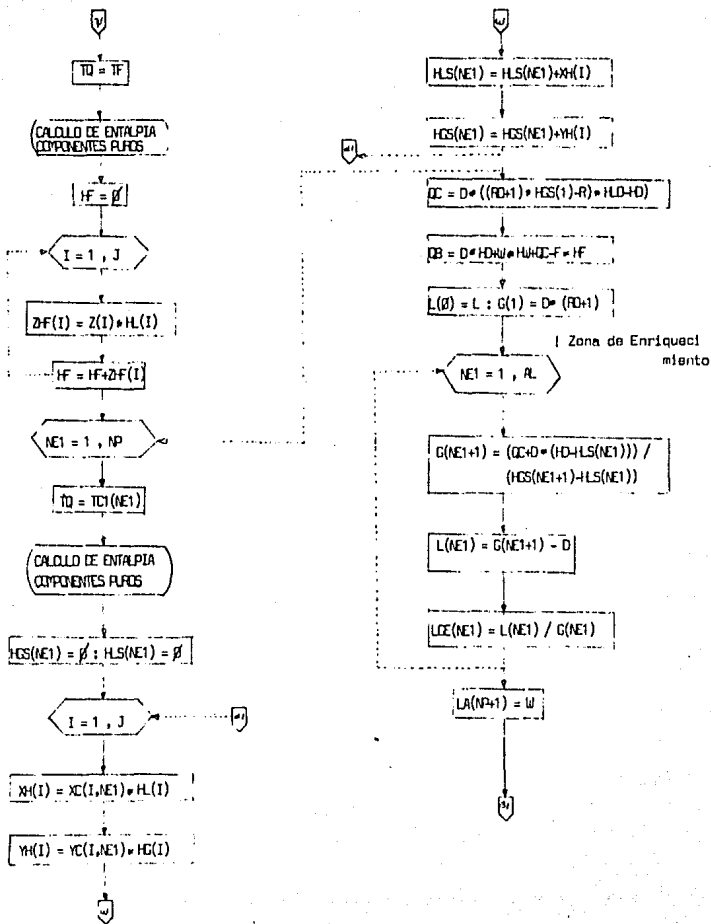
$M = \beta$

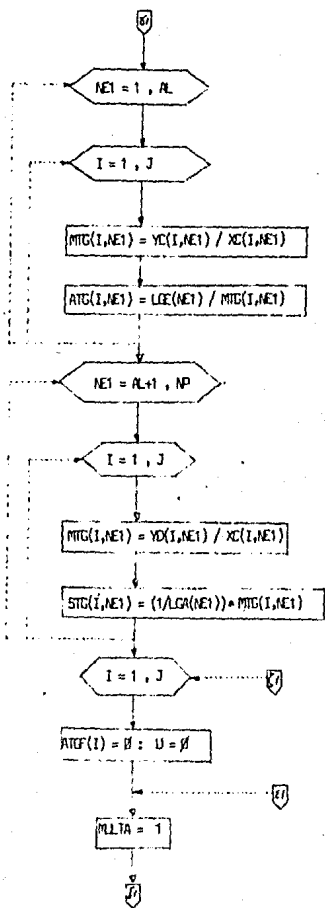
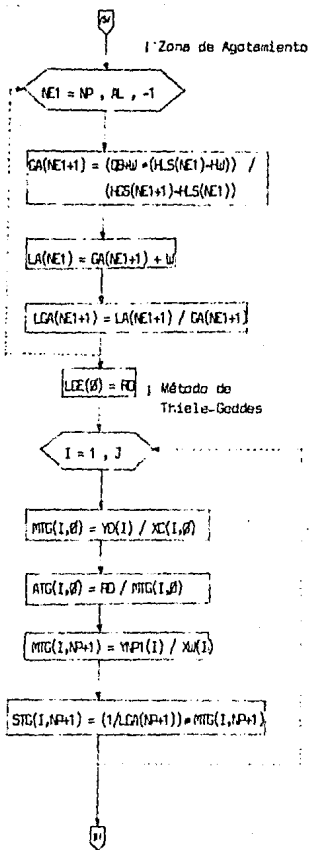
3

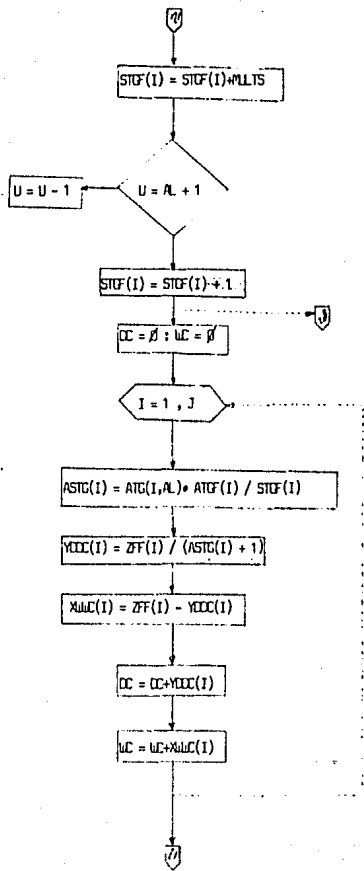
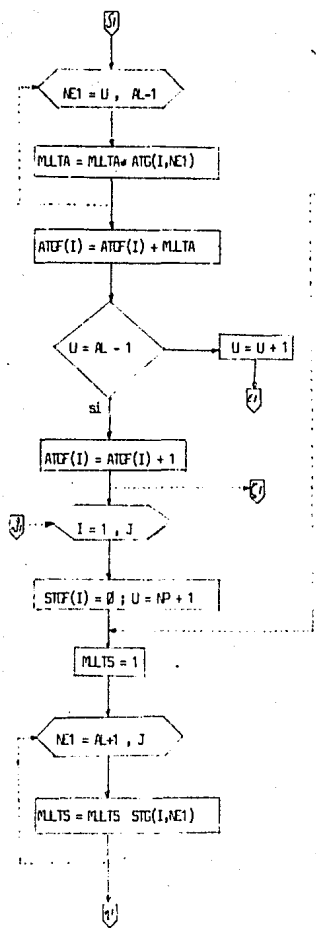
4

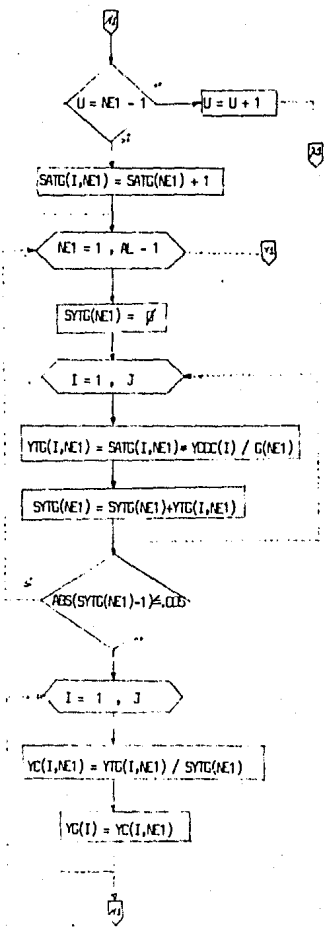
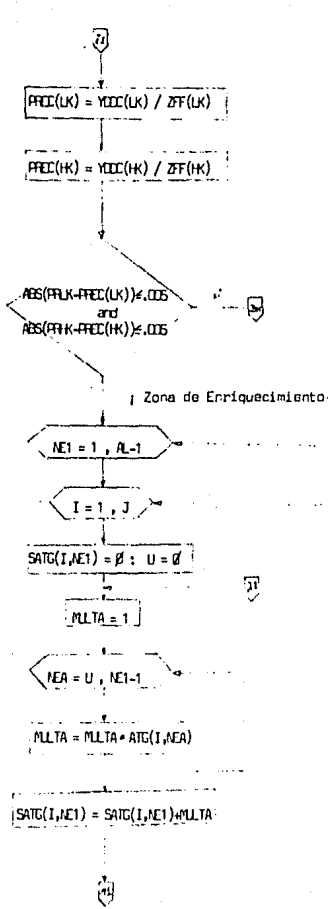


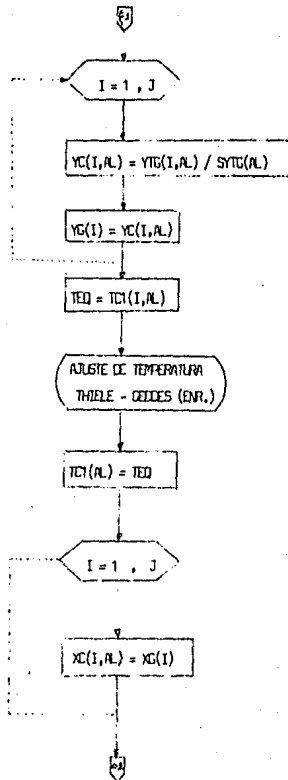
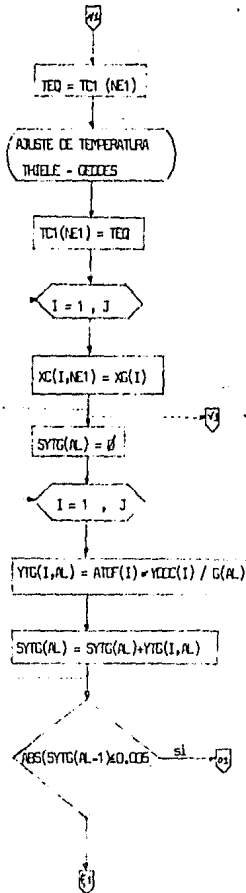


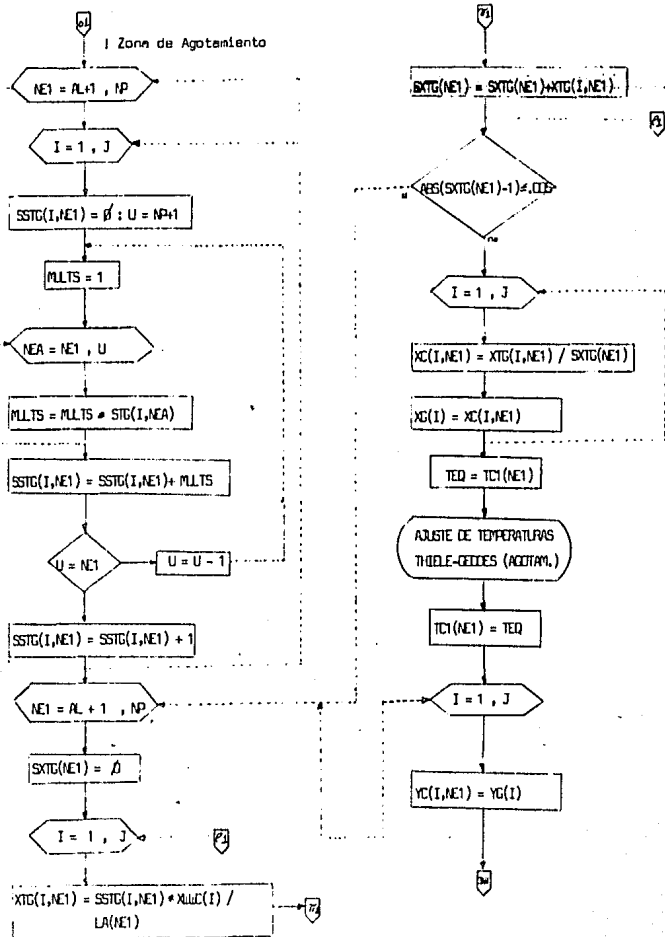


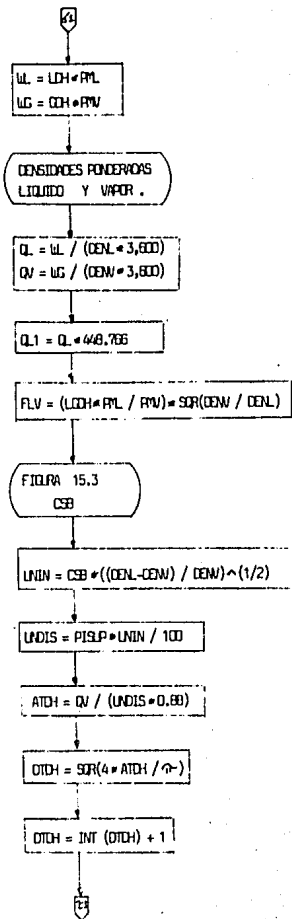
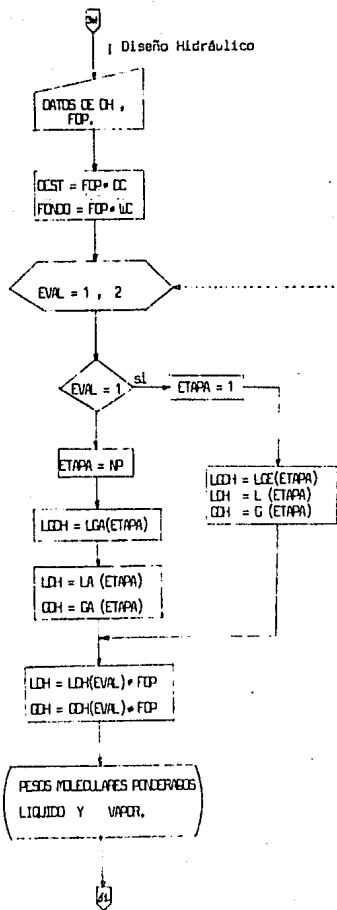


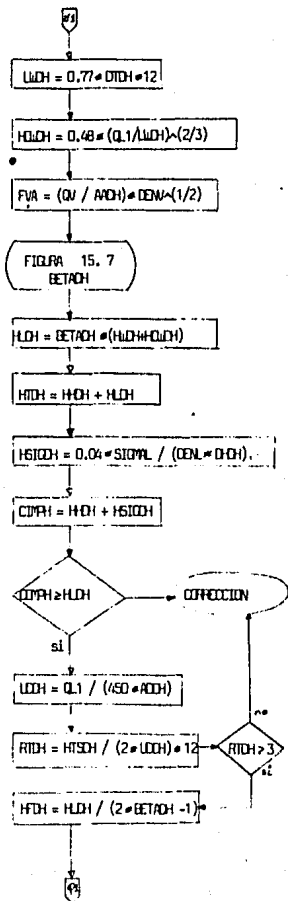
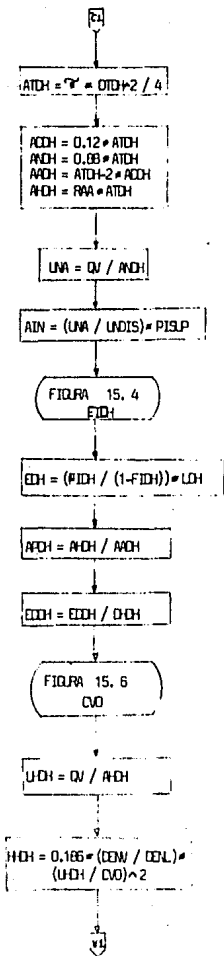


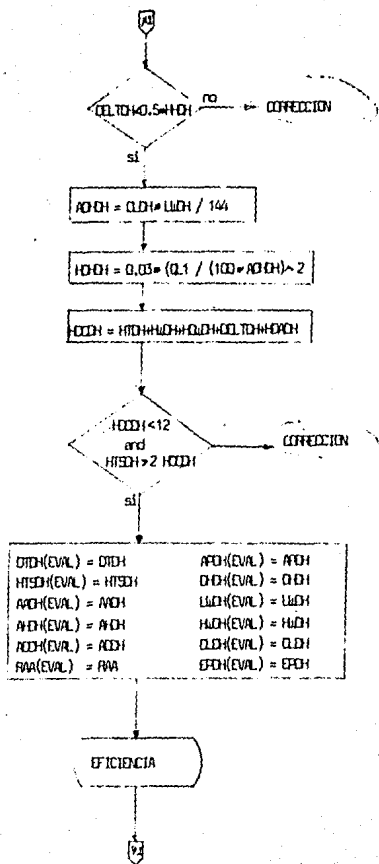
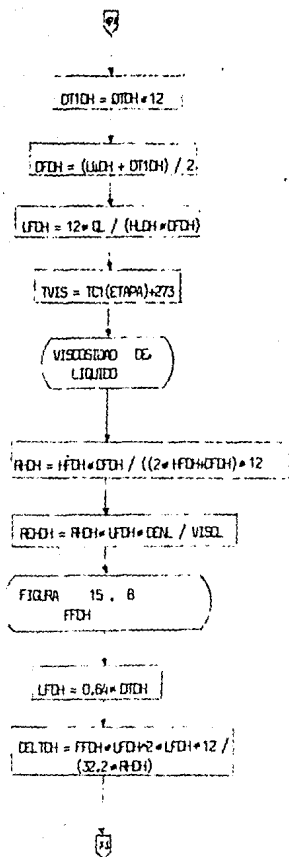


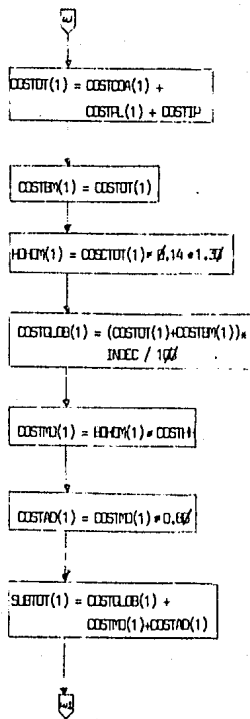
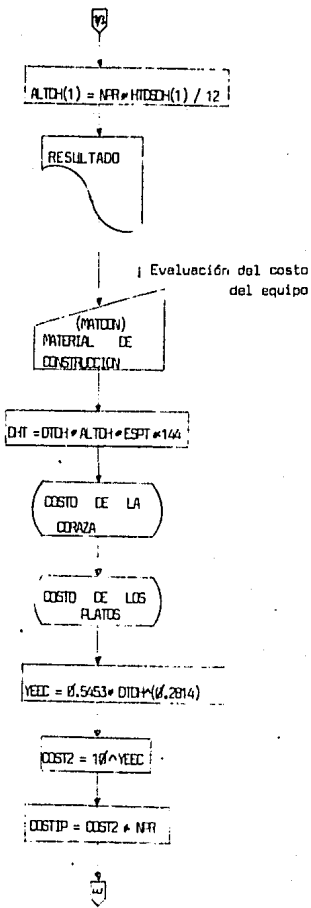


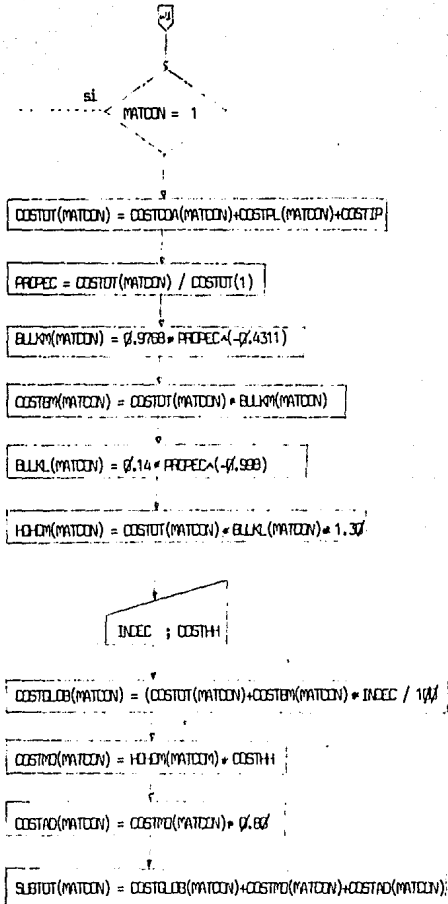


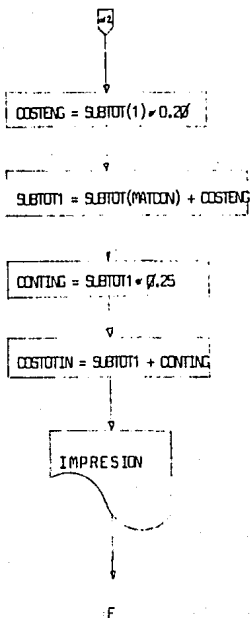






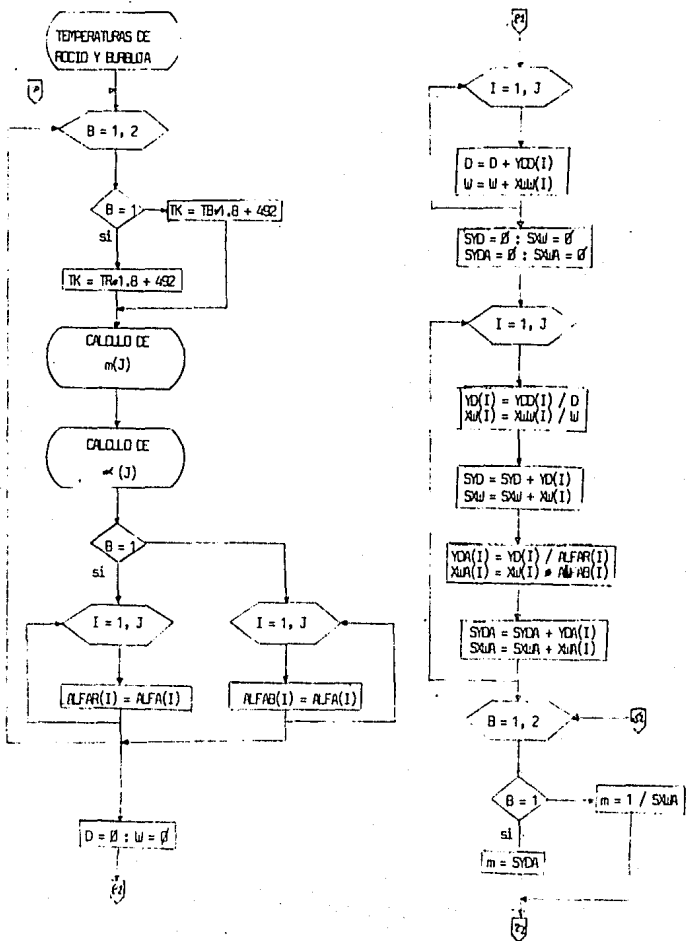


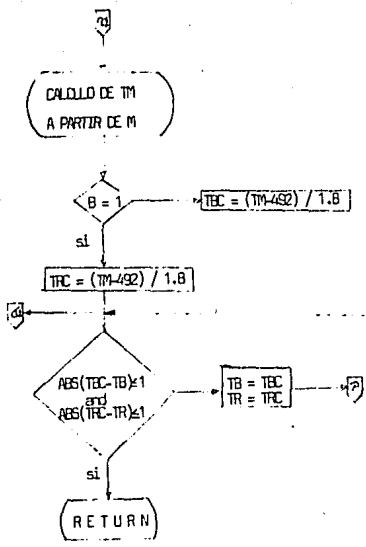




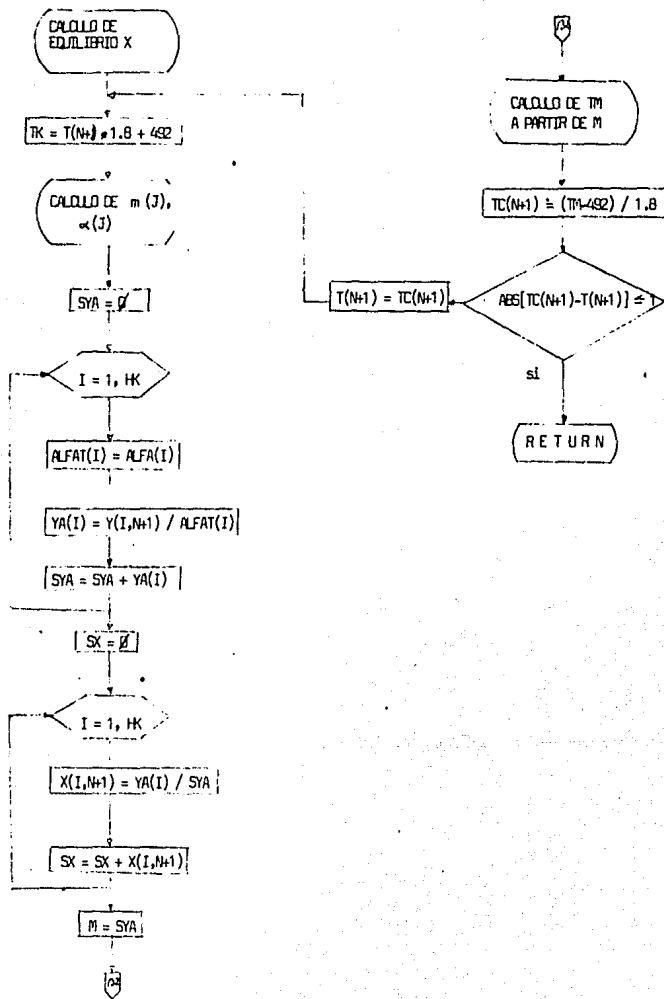
5.3.2. SUBROUTINAS.

5.3.2.1. Cálculo de temperaturas de rocío y de burbuja.-

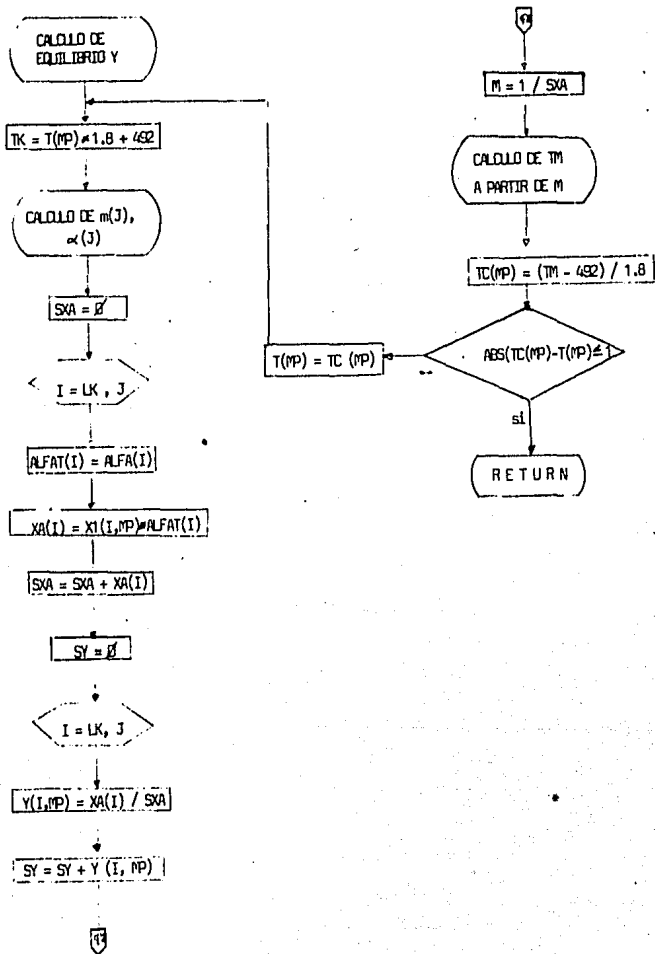




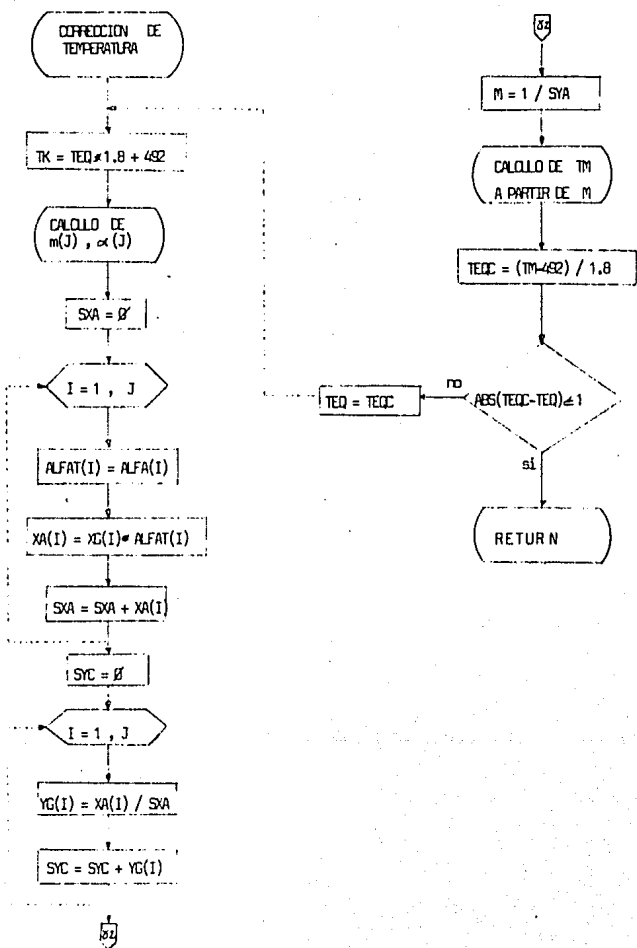
5.3.2.2. Cálculo de equilibrio x.-



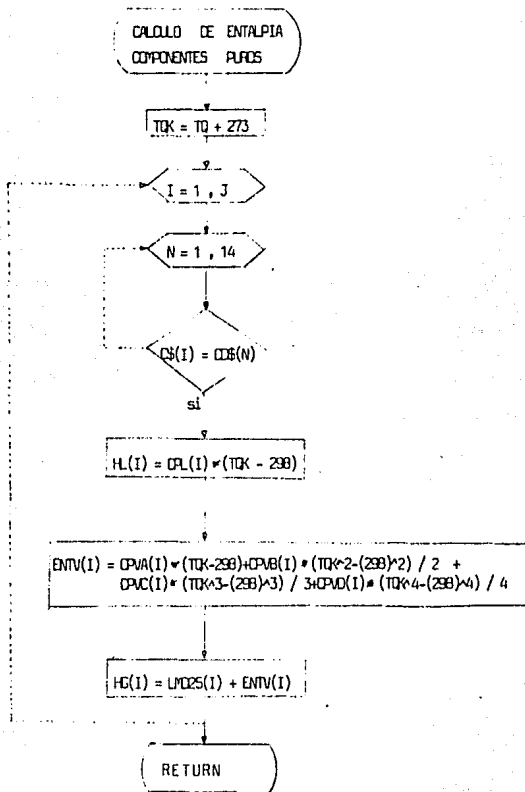
5.3.2.3. Cálculo de equilibrio y .-



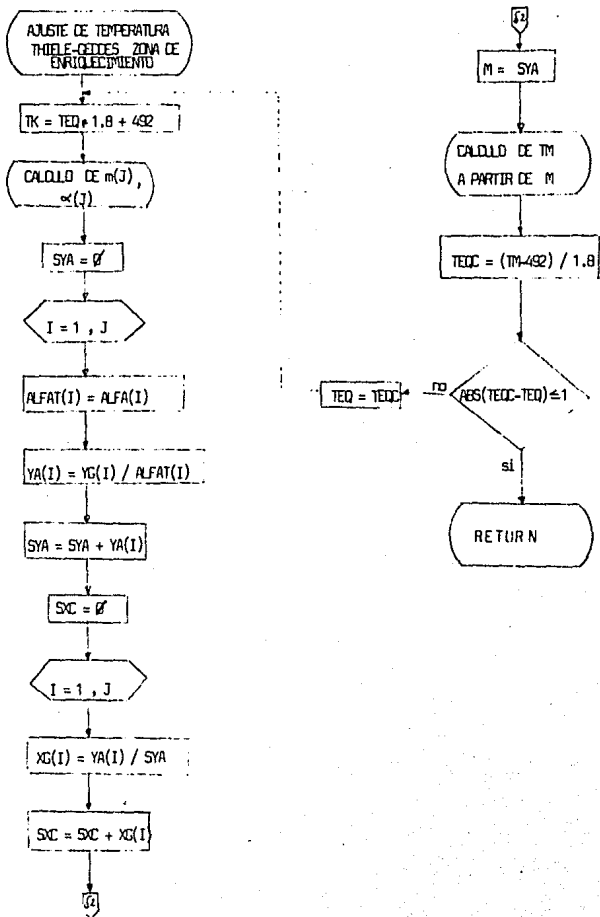
5.3.2.4. Corrección de temperatura.-



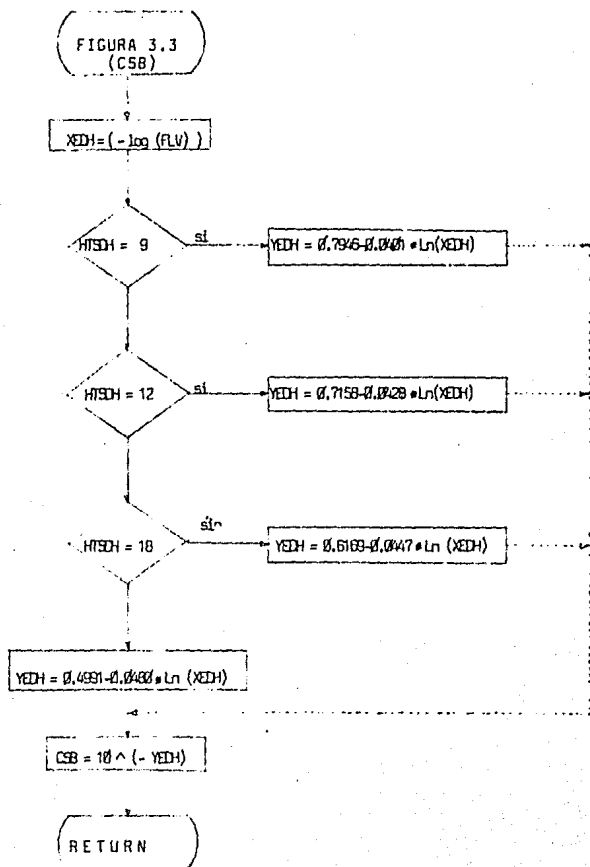
5.3.2.5. Cálculo de entalpías de componentes puros.-



5.3.2.6. Ajuste de temperatura por el método de Thiele-Geddes.-

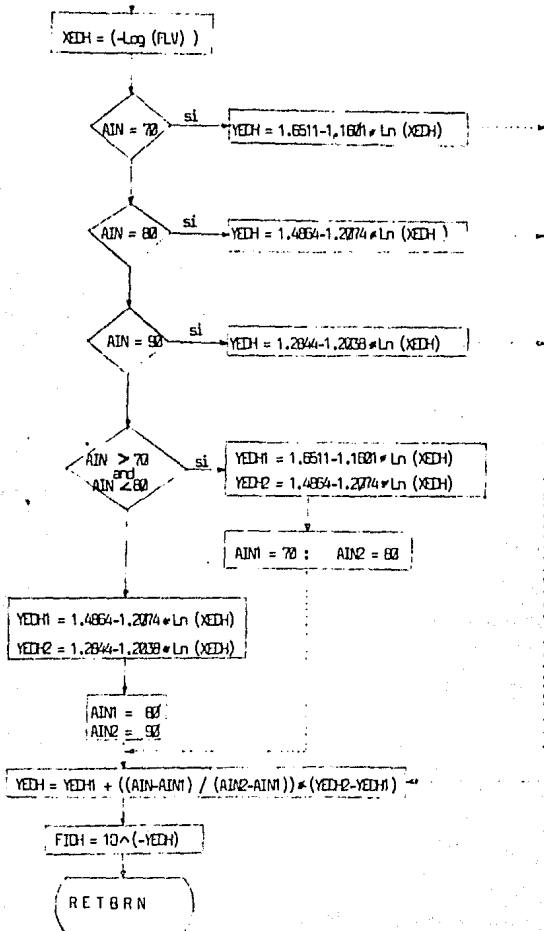


5.3.2.7. Cálculo del parámetro de capacidad de vapor, (CSB) figura 3.3 ..

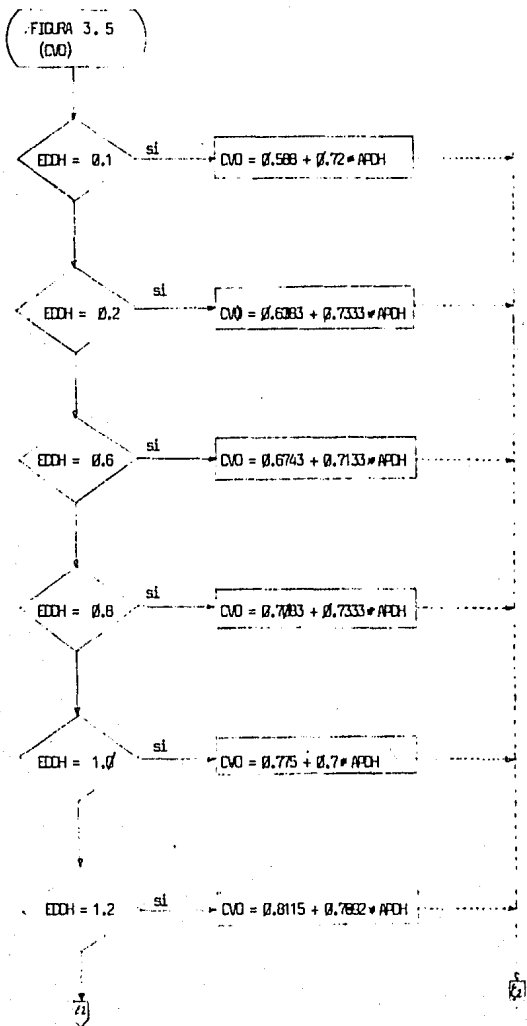


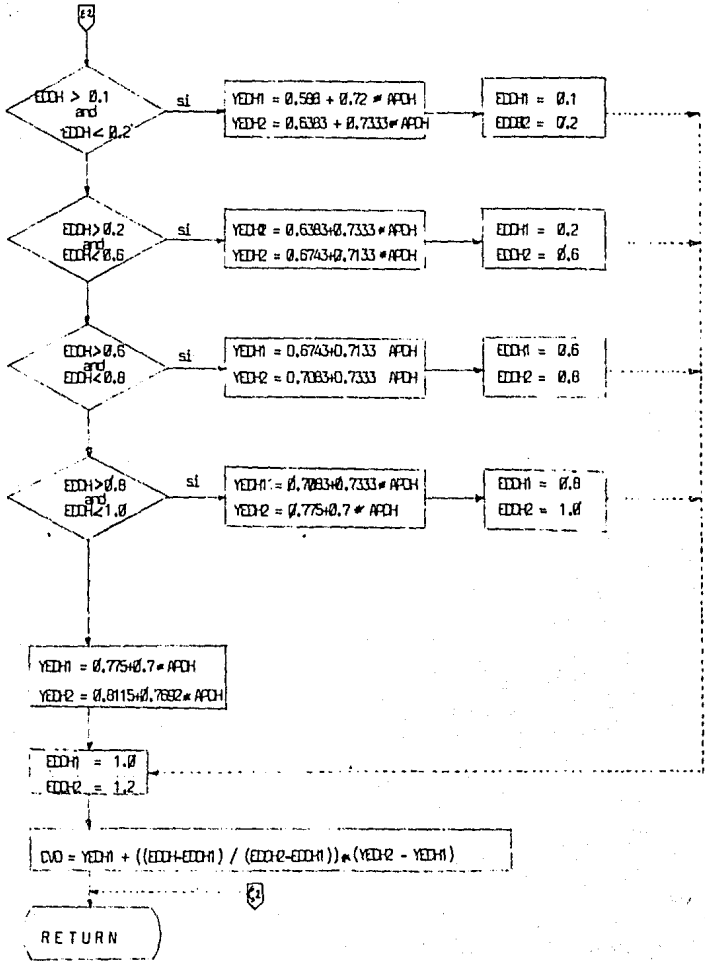
5.3.2.6. Cálculo del Arrastre fraccional, ψ .

FIGURA 3.4
ARRASTRE FRACCIONAL

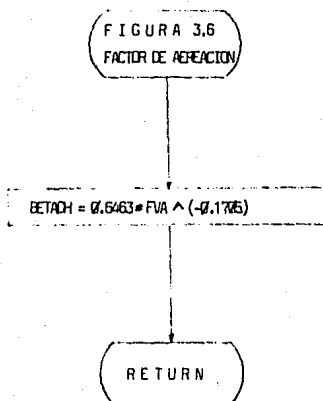


5.3.2.9. Cálculo del coeficiente de descarga de vapor, (Cvo).-

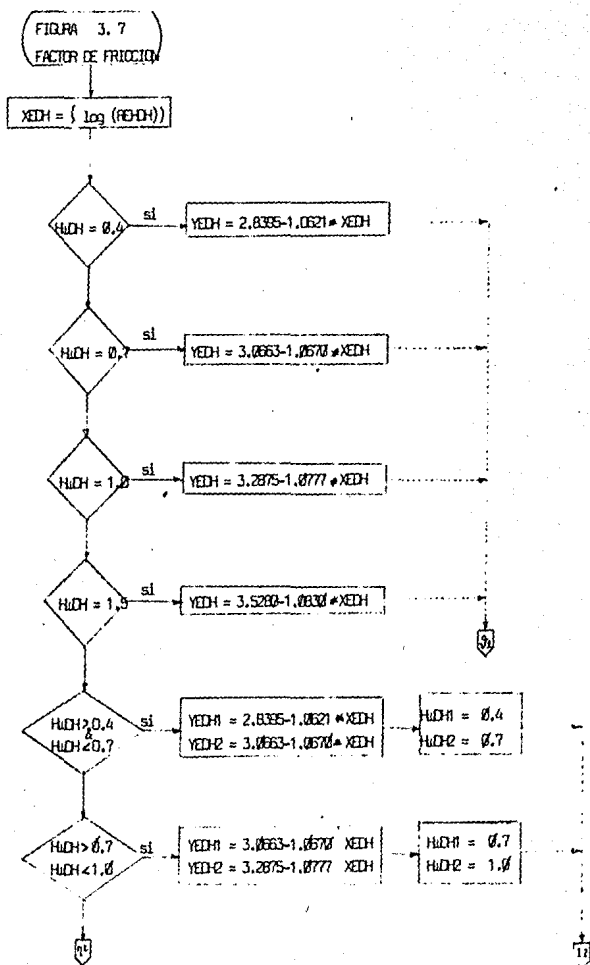




5.3.2.10. Cálculo del factor de aereación, -



5.3.2.11. Cálculo del factor de fricción, f .



r2

$$\begin{aligned} \text{YEDH1} &= 3.2875 - 1.0777 * \text{XEDH} \\ \text{YEDH2} &= 3.5280 - 1.2838 * \text{XEDH} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H1DH1} &= 1.0 \\ \text{H1DH2} &= 1.5 \end{aligned}$$

r3

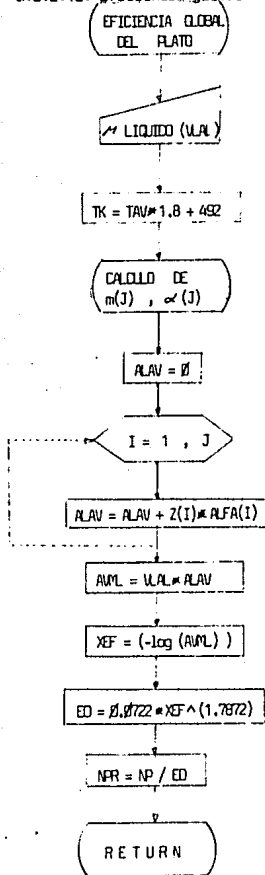
$$\text{YEDH} = \text{YEDH1} + ((\text{H1DH1} - \text{H1DH2}) / (\text{H1DH2} - \text{H1DH1})) * (\text{YEDH2} - \text{YEDH1})$$

$$\text{FFDH} = 10 \wedge (-\text{YEDH})$$

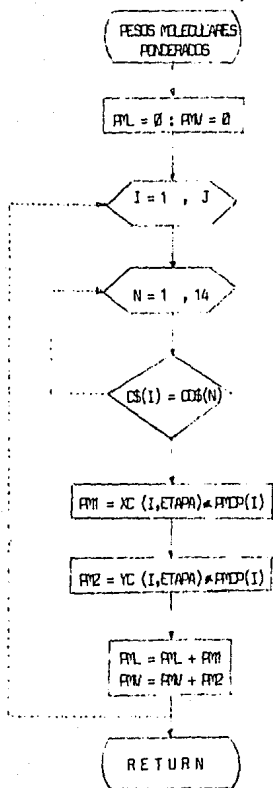
r4

RETURN

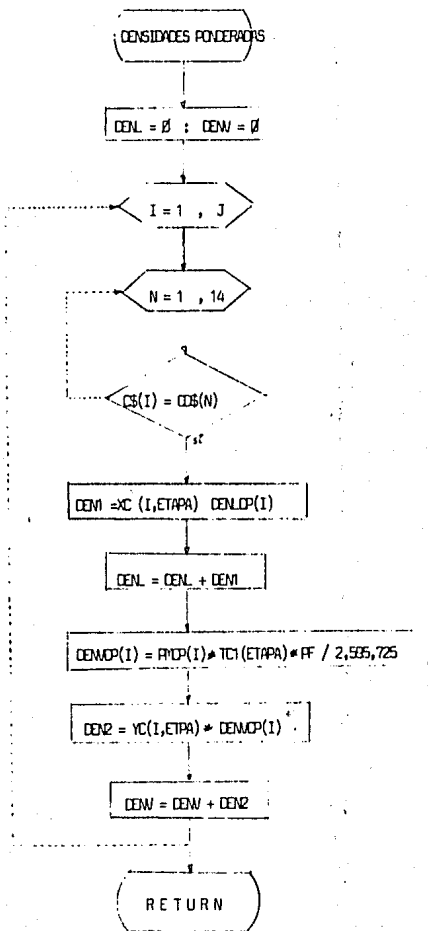
5.3.2.12. Eficiencia global del plato.-



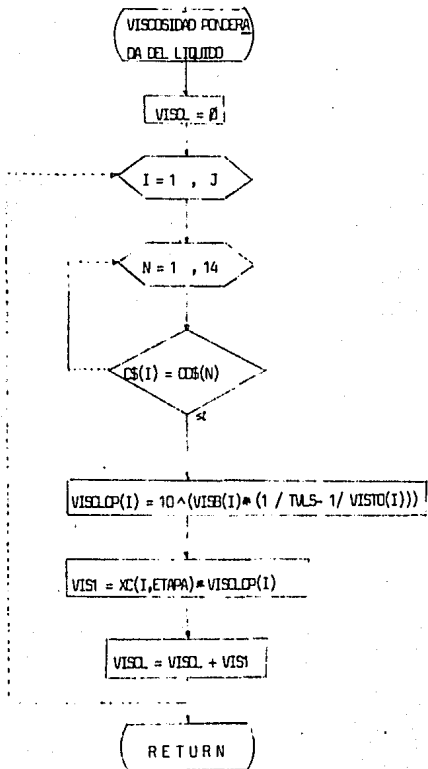
5.3.2.13. Cálculo de los pesos ponderados del líquido y vapor.-



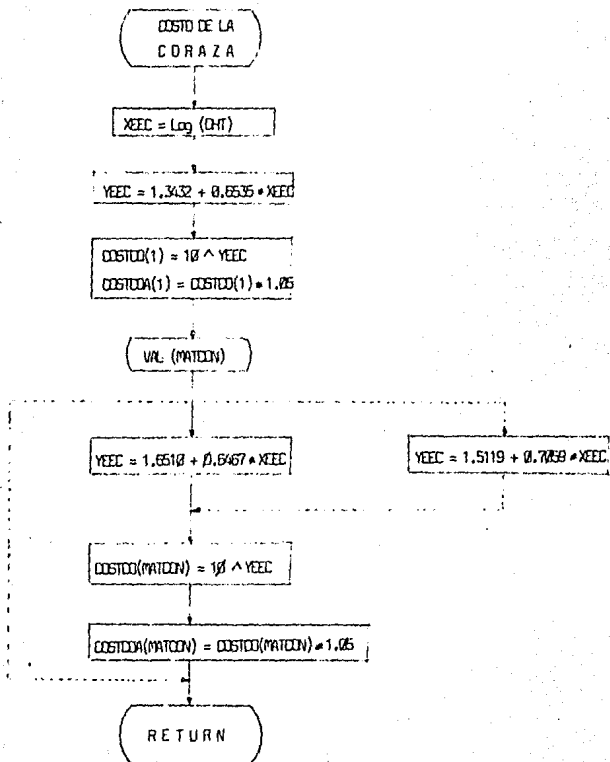
5.3.2.14. Cálculo de las densidades ponderadas del líquido y vapor.--



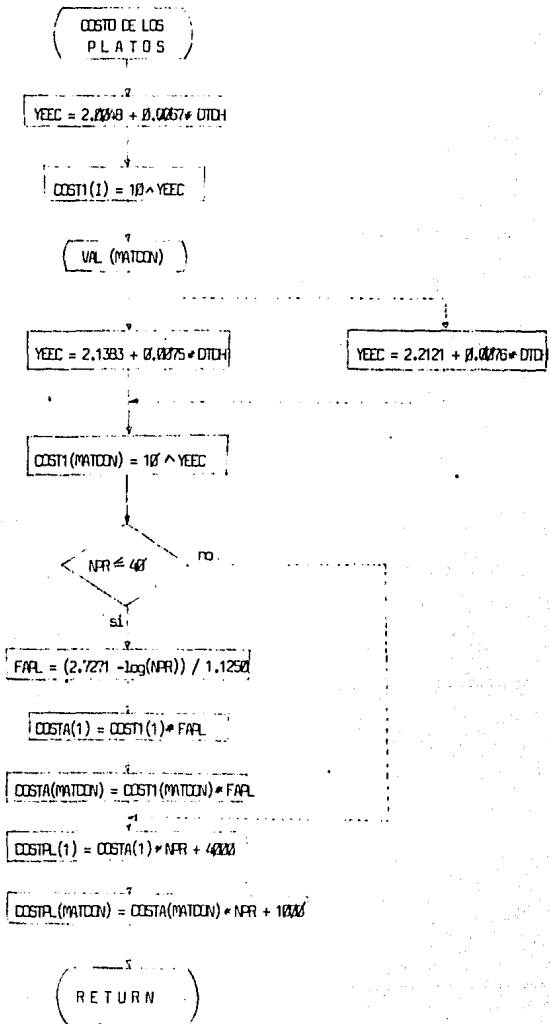
5.3.2.15. Cálculo de la viscosidad ponderada del líquido.-



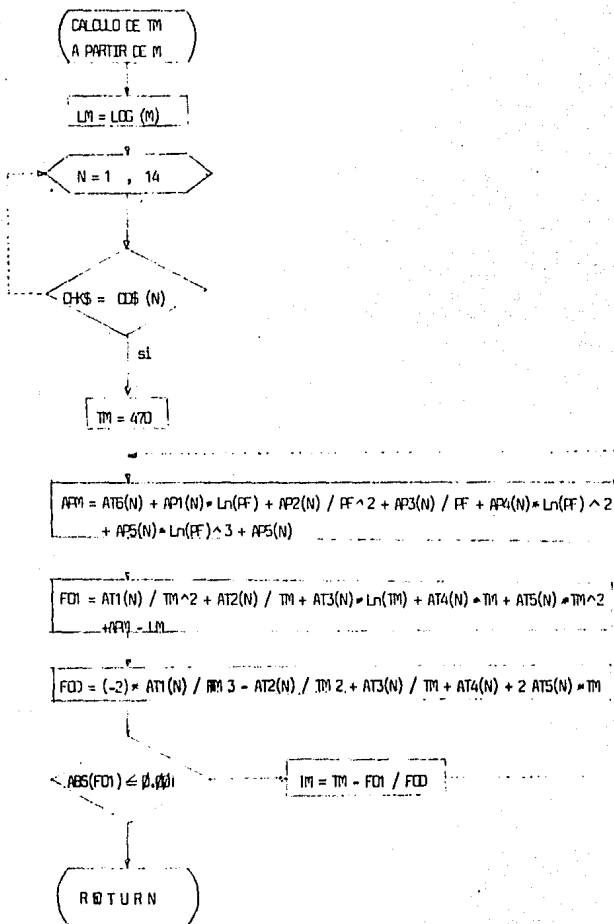
5.3.2.16. Cálculo del costo de la coraza de la columna.-



5.3.2.17. Cálculo del costo de los platos de la columna.-



5.3.2.18. Cálculo de TM a partir de M .-



5.4. Listado del programa.-

```

100 / ***** PANTALLA ENTRADA DE DATOS *****
110 CLS:KEY OFF:COLOR 6,9,0
120 LOCATE 1,1:PRINT CHR$(201):PRINT STRING$(78,205):PRINT CHR$(107)
130 FOR ROW=2 TO 21:LOCATE ROW,1:PRINT CHR$(100):LOCATE ROW,80:PRINT CHR$(106):
NEXT ROW
140 LOCATE 22,1:PRINT CHR$(200):PRINT STRING$(78,205):PRINT CHR$(108)
150 LOCATE 2,33:PRINT "ENTRADA DE DATOS"
160 LOCATE 5,10:PRINT "NUMERO DE COMPONENTES: **"
170 LOCATE 7,24:PRINT "TEMPERATURA: *** ":CIN$(240):"C"
180 LOCATE 8,10:PRINT "ALIMENTACION: REGION: *** PSJA"
190 LOCATE 9,24:PRINT "FLUJO (KGS): *** NOLES"
200 LOCATE 11,10:PRINT "NOMBRE COMPONENTE COMPOSICION"
220 LOCATE 14,10:PRINT "CLAVE LIGERO: ***** % RECUPERACION: ***"
230 LOCATE 15,10:PRINT "CLAVE PESADO: ***** % RECUPERACION: ***"
240 LOCATE 17,10:PRINT "TEMPERATURA PROMEDIO DE OPERACION (SUPUESTA): *** ":
PRINT CHR$(240):"C"
250 / ***** ENTRADA DE DATOS *****
260 COLOR 7,0,0:LOCATE 5,33:LINE INPUT J#:LOCATE 5,33:PRINT STRING$(2,32):
J=VAL(J#)
270 LOCATE 5,32:PRINT J
280 LOCATE 7,40:LINE INPUT TF#:LOCATE 7,40:PRINT STRING$(4,32):TF=VAL(TF#)
290 LOCATE 7,40:PRINT TF
300 LOCATE 8,40:LINE INPUT PF#:LOCATE 8,40:PRINT STRING$(4,32):PF=VAL(PF#)
310 LOCATE 8,40:PRINT PF
320 LOCATE 9,40:LINE INPUT F#:LOCATE 9,40:PRINT STRING$(4,32):F=VAL(F#)
330 LOCATE 9,40:PRINT F
340 FOR I=1 TO J
350 LOCATE 11,20:PRINT I
360 LOCATE 12,12:PRINT STRING$(30,32):LOCATE 12,12:LINE INPUT C$(I)
380 LOCATE 13,35:LINE INPUT Z$(I):E$(I)=VAL(Z$(I))
390 FOR L=0 TO 2000
391 NEXT L
400 ZFF(I)=Z$(I)*F
410 NEXT I
420 LOCATE 14,24:LINE INPUT CLK#:LOCATE 14,24:PRINT STRING$(15,32)
430 LOCATE 14,24:PRINT CLK#
440 LOCATE 14,61:LINE INPUT PRK#:LOCATE 14,61:PRINT STRING$(3,32):
PRK=VAL(PRK#)
450 LOCATE 14,61:PRINT PRK#
460 LOCATE 15,24:LINE INPUT CHK#:LOCATE 15,24:PRINT STRING$(15,32)
470 LOCATE 15,24:PRINT CHK#
480 LOCATE 15,61:LINE INPUT PRK#:LOCATE 15,61:PRINT STRING$(3,32):
PRK=VAL(PRK#)
490 LOCATE 15,61:PRINT PRK#
500 LOCATE 17,54:LINE INPUT TAV#:LOCATE 17,54:PRINT STRING$(4,32):TAV=VAL(TAV#)
510 LOCATE 17,56:PRINT TAV#
520 FOR I=1 TO J
530 IF C$(I)=CLK# THEN LI=I
540 IF C$(I)=CHK# THEN HK=I
550 NEXT I
560 YDD(CLK)=ZFF(CLK)*PRK#
570 YDD(HK)=ZFF(HK)*PRK#
590 DIM CM$(14),ATC(14),ATE(14),ATC(14),ATE(14),AP1(14),AP2(14),
AP3(14),AP4(14),AP5(14)
595 DIM CPWA(14),CPVB(14),CPW(14),CPW(14),CPL(14),LHD25(14)
600 FOR N=1 TO 14
610 READ C$(N),ATC(N),ATE(N),ATC(N),ATE(N),AP1(N),AP2(N),AP3(N),AP4(N),AP5(N)
615 READ CPWA(N),CPVB(N),CPW(N),CPW(N),CPL(N),LHD25(N)

```

```

620 NEXT P
630 DATA "METANO".-322860.0,0,0,0,0,3.24450, 0.02510,59.8465,0,0,0
635 DATA 4.598,1.245E-2,2.08E+6,-2.703E-9,14.700,0.721
640 DATA "ETILENO".-600076.375,0,0,0,0,0,7.90595,-0.87677,42.74594,0,0,0
645 DATA 0.709,3.74E-2,-1.974E-5,4.192E-9,21.040,1.137
650 DATA "ETANO".-687240.25,0,0,0,0,7.90679,-0.60600,49.02654,0,0,0
655 DATA 1.292,4.254E-2,-1.657E-5,2.001E-9,22.543,1.207
660 DATA "PROPILENO".-923484.6075,0,0,0,0,7.71725,-0.97871,47.67624,0,0,0
665 DATA 0.896,5.602E-2,-2.771E-5,5.266E-9,24.192,1.335
670 DATA "PROPANO".-970600.5625,0,0,0,0,7.12059,-0.71984,0,6.99234,0,0,0
675 DATA -1.007,1.07315,-3.789E-03,7.670E-07,25.144,3.933
680 DATA "ISOBUTANO".-1168846,0,0,0,0,7.72660, 0.22213,0,0,0,0,0
685 DATA -.332, .02189, -4.109E-05,6.215E-09,31.042,4.560
690 DATA "N-BUTANO". 1100557,0,0,0,0,7.94916,-0.58455,0,0,0,0,0
695 DATA 2.266,7.913E-2,-2.647E-5,-0.674E-9,31.042,5.026
700 DATA "ISOPENTANO". 1481583,0,0,0,0,7.50071,-0.93159,0,0,0,0,0
705 DATA -2.275, .121,-6.519E-05,1.367E-09,36.834,5.086
710 DATA "N-HEPTANO".-1524891,0,0,0,0,7.33129,-0.89143,0,0,0,0,0
715 DATA -.866, .1164,-6.163E-05,1.267E-09,36.412,6.303
720 DATA "N-HEXANO".-1778901,0,0,0,0,6.98792,-0.64634,0,0,0,0,0
725 DATA -1.054, .139,-7.449E-05,1.551E-03,45.322,7.525
730 DATA "N-HEPTANO".-2013803,0,0,0,0,6.652194,-0.79545,0,0,0,0,0
735 DATA -1.299, .1615,-9.000072,1.829E-09,50.7,3710
740 DATA "N-OCTANO".0,-7646.01641,0,0,0,12.40457,-0.73152,0,0,0,0,0
745 DATA -1.450, .1842,-9.0001002,2.115E-06,57.57,7075
750 DATA "N-NONANO".-255104,0,0,0,0,5.69313, 0.67816,0,0,0,0,0
755 DATA 0.751,1.618E-1,-4.608E-5,-7.121E-9,64.304,11000
760 DATA "N-DECANO".0,-9760.45703,0,0,0,13.80354,-0.71470,0,0,0,0,0
765 DATA -1.09, .2285,-9.0001331,2.701E-08,71.12140
800 DIM XI(14,51),YI(14,51),Z(51),TC(51),XC(51)
810 DIM X(14,51),Y(14,51),Z(51),LGE(51),LAI(51),G(51),LGR(51)
820 DIM HGS(51),HLS(51),L(51),G(51),LGE(51),LAI(51),G(51),LGR(51)
830 DIM HTG(14,51),ATG(14,51),STG(14,51),SAT(14,51),SSTG(14,51)
840 DIM STG(51),TC(14,51),SXTC(51),XTG(14,51)
1000 *****EVAPORACION INSTANTANEA DE LA ALIMENTACION *****
1010 F=F:TF=TF:PF=PF
1020 FOR CF=102 TO 1 STEP .02
1030 LF=F-GF
1040 LGF=LF/GF:(N=TF)*1.04*2
1050 GOSUB 50000
1060 SY=0:SY=0
1070 FOR I=1 TO J
1080 Y(I)=Z(I)+LGF*(I)/(1+LGF/H(I))
1090 X(I)=Y(I)/H(I)
1100 SY=SY+Y(I)
1110 SX=SX+X(I)
1120 NEXT I
1130 IF ABS(SY-1) < .01 AND ABS(SX-1) < .01 GOTO 1150
1140 NEXT CF
1150 R=LF*F
1160 LPRINT TAB(13) "ALIMENTACION:"
1165 PRINT TAB(13) "ALIMENTACION:"
1170 LPRINT TAB(10) "COMPONENTE":TAB(35) "COMPOSICION"
1175 PRINT TAB(10) "COMPONENTE":TAB(35) "COMPOSICION"
1180 FOR I=1 TO J
1190 LPRINT TAB(10) C$(I):TAB(35) Z(I)
1195 PRINT TAB(10) C$(I):TAB(35) Z(I)
1200 NEXT I
2000 *****METODO DE GUERBERG (DETERMINACION DE COMPOSICION CLAVE) *****
2010 TF=0.01:0.4*2

```

```

2020 GOSUB 50000
2021 FOR I=1 TO J
2040 A(I)=ALFA(I)*ZFF(LK)/ZFF(LK)
2050 AC(I)=(ALFA(LK)-ALFA(I))/(ALFA(LK)-1)*YDD(LK)/ZFF(LK)
2060 YDF(I)=A(I)+AC(I)
2070 IF YDF(I)<0 OR YDF(I)>1 THEN FDISE(I)=0
2080 IF YDF(I)<0 AND YDF(I)>1 THEN FDISE(I)=1
2090 NEXT I
2100 IF FDISE(LK)=1 OR FDISE(NK)=1 THEN PRINT "COMPONENTES CLAVE EQUIVOCADOS"
    GOTO 100
2110 CI=LK-LHT=HK-LK
2120 FI=ALFA(CI)-.01
2130 SFT=0:SFD=0
2140 FOR I=1 TO J
2150 SF1(I)=ALFA(I)*ZFF(I)/ALFA(I)-FI
2160 SF2(I)=ALFA(I)*ZFF(I)/(ALFA(I)-FI)*2
2170 SFT=SFT+SF1(I)
2180 SFD=SFD+SF2(I)
2185 PRINT SFT,SFD
2190 NEXT I
2200 SFO=SFT-F*(1-0)
2210 IF ABS(SFO)<=.00001 GOTO 2220
2215 "I=FI-SFO/SFD:GOTO 2150
2220 RI=CI-LK+1
2225 PRINT SFO
2230 RFI(RI)=FI
2240 IF RI=LHT GOTO 2250
2245 CI=CI+1:GOTO 2120
2250 FOR I=1 TO LHT
2260 AC(I)=0
2270 ALK=ALFA(LK)*YDD(LK)/(ALFA(LK)-RFI(I))
2280 A(K)=ALFA(K)*YDD(K)/(ALFA(K)-RFI(I))
2290 COEF=LHT+1
2300 SAT=0
2310 FOR I=1 TO LK-1
2320 YDC(I)=ZFF(I)
2330 SA=ALFA(I)*YDC(I)/(ALFA(I)-RFI(I))
2340 SAT=SAT+SA
2350 NEXT I
2360 AC(COEF)=SAT+ALF+0HK
2370 FOR I=LK+1 TO NK-1
2380 COF=I+1-LK
2390 AC(COEF)=ALFA(I)*YDC(I)-RFI(I)
2400 NEXT I:NEXT I
2410 OR=1+.600*YDD(4)*.1500
2500 FOR I=1 TO J
2510 XN(I)=ZFF(I)-YDC(I):NEXT I
2520 CLS:LOCATE 11,5:PRINT "TEMPERATURAS DE ROCIO / BURBUJA SUPUESTAS":TAB(2)
2530 GOSUB 40000
2540 TAVE=(TR+TB)/2
2550 IF ABS(TAVE-TAV)*2 GOTO 2570
2560 TAV=TAVE:GOTO 2610
2570 PR=PR+1/D
2580 FOR I=1 TO NR
2590 YDR(I)=YDC(I):NEXT I
2600 FOR I=LK TO J
2610 XN(I)=XN(I)+NEXT I
2620 PRINT "TEMPERATURA DE ROCIO:"
2630 PRINT TAB(11) "DETERMINADA:"
2640 PRINT TAB(16) "MEDIANTE LA TABLA DE MEDIANCIAS"

```

```

2650 FOR I=J TO IH
2660 LPRINT TAB(10) C$(I):TAB(35) YDDH(I)
2670 NEXT I
2680 LPRINT :LPRINT :LPRINT
2690 LPRINT TAB(13) "RESIDUO:"
2700 LPRINT TAB(10) "COMPONENTE":TAB(35) "COMPOSICION"
2710 FOR I=LK TO J
2720 LPRINT TAB(10) C$(I):TAB(35) XWWW(I)
2730 NEXT I
3000 / ***** ECUACION DE FENSKE (REFLUJO TOTAL) *****
3010 FOR I=1 TO J
3020 ALFAA(I)=SQR(ALFA(I)*ALFA(I))
3030 NEXT I
3040 NMI=LOG((YDDH(LK)/YDDH(HK))*(XWWW(HK)/XWWW(LK)))/LOG(ALFAA(LK))
3050 FOR I=LK+1 TO HK-1
3060 YDX(I)=ALFAA(I)-NMI*YDDH(HK)/XWWW(HK)
3070 XWW(I)=ZFF(I)/(YDX(I)+1)
3080 YDD(I)=YDX(I)*XWW(I)
3090 NEXT I
3100 COSUB 4000
3110 FOR I=1 TO HK
3120 YDD(I)=YDD(I)
3130 NEXT I
3140 FOR I=LK TO J
3150 XWWW(I)=XWWW(I)
3160 NEXT I
3270 LPRINT :LPRINT :LPRINT
3280 LPRINT TAB(13) "DESTILADO:"
3290 LPRINT TAB(10) "COMPONENTE":TAB(35)"COMPOSICION"
3300 FOR I=1 TO IH
3310 LPRINT TAB(10) C$(I):TAB(35) YDD(I)
3320 NEXT I
3330 LPRINT :LPRINT :LPRINT
3340 LPRINT TAB(13) "RESIDUO:"
3350 LPRINT TAB(10) "COMPONENTE":TAB(35) "COMPOSICION"
3360 FOR I=LK TO J
3370 LPRINT TAB(10) C$(I):TAB(35) XWWW(I)
3380 NEXT I
4000 / ***** ECUACION DE GILLILAND (REFLUJO DE OPERACION) *****
4010 CLS:LOCATE 12,5:INPUT "EJEC EL REFLUJO DE OPERACION":RO
4020 RR10=RO/(RO+1):RR1H=RM/(RM+1)
4030 FOR I=LK+1 TO HK-1
4040 YDD(I)=((1-RR10)/(1-RR1H))*(YDDH(I)-YDDT(I)+YDDT(I))
4050 XWW(I)=ZFF(I)-YDD(I)
4060 NEXT I
4070 COSUB 4000
4080 FOR I=1 TO IH
4090 YDD(I)=YDD(I)
4100 NEXT I
4110 FOR I=LK TO J
4120 XWWW(I)=XWWW(I)
4130 NEXT I
4140 SXO=0:SYNPI=0
4150 FOR I=1 TO J
4160 XIC(I,0)=YDD(I)/CYEA
4170 YNP(I)=XWW(I)*SARA
4180 SXO=SXO+XIC(I,0)
4190 SYNPI=SYNPI+YNP(I)
4200 NEXT I
4210 LPRINT :LPRINT :LPRINT

```

```

4220 LPRINT TAB(15) "DESTILADO:"
4230 LPRINT TAB(10) "COMPONENTE":TAB(25) "COMPOSICION"
4240 FOR I=1 TO 10
4250 LPRINT TAB(10) C*(I);TAB(25) YD00(I)
4260 NEXT I
4270 LPRINT :LPRINT :LPRINT
4280 LPRINT TAB(15) "RESIDUO:"
4290 LPRINT TAB(10) "COMPONENTE":TAB(25) "COMPOSICION"
4300 FOR I=LK TO J
4310 LPRINT TAB(10) C*(I);TAB(25) XH00(I)
4320 NEXT I
4500 ' ***** LOCALIZACION DEL PLATO DE ALIMENTACION *****
4510 XXINT=(Z(LK)-YD(LK)*(1-D)/(RO+1))/(Z(HE)-YD(HE)*(1-D)/(RO+1))
4520 XX(O)=X(LK,O)/X(HE,O)
5000 ' ***** METODO LEWIS-MATHESON (CALCULO DE COMPOSICION EN CADA ETAPA) *****
5010 ' ***** SECCION DE ENRIQUECIMIENTO *****
5020 L=RO+D;G=L/D
5030 LG=L/G;DG=D/G
5040 HE=0
5050 FOR I=1 TO HK
5060 Y(I,HE+1)=LG*X(I,HE)+DG*YD(I)
5070 NEXT I
5080 INPUT "TEMPERATURA DE LA ETAPA":T(HE+1)
5090 COSUB 4300
5100 XX(HE+1)=X(LK,HE+1)/X(HE,HE+1)
5110 IF XXINT=XX(HE+1) AND XX(HE)=XXINT GOTO 5130
5120 HE=HE+1;GOTO 5050
5130 AL=HE+1
5140 ' ***** SECCION DE AGOTAMIENTO *****
5150 LA=L/D;FA=L/A
5160 GA=GA/LA;HLA=W/LA
5170 HP=50
5180 FOR I=LK TO J
5190 Y(I,HP+1)=HPI(I);NEXT I
5200 FOR I=LK TO J
5210 X(I,HP)=GA*Y(I,HP+1)+HLA*XX(I);NEXT I
5220 INPUT "TEMPERATURA DE LA ETAPA":T(HP)
5230 GOSUB 4500
5240 XX(HP)=X(LK,HP)/X(JK,HP)
5250 IF HP=50 GOTO 5270
5260 GOTO 5200
5270 HP=HP-1;GOTO 5200
5280 IF XXINT=XX(HP+1) AND XX(HP)=XXINT GOTO 5500
5290 GOTO 5270
5300 HP=50-(HP+1);HP=HP/AL
5500 ' ***** CORRECCION DE COMPOSICIONES Y TEMPERATURAS *****
5510 ' ***** ZONA DE ENRIQUECIMIENTO *****
5520 HPE=HP+1;HJ=AL
5530 SXC)=0
5540 FOR I=HK+1 TO J
5550 X(I,HJ)=X(I,HPE)
5560 Y(I,HJ)=Y(I,HJ)
5570 SXC)=SXC)+X(I,HJ)
5580 NEXT I
5590 SXC)=0
5600 FOR I=1 TO HK
5610 Y(I,HJ)=Y(I,HJ)/(1-SXC)
5620 SXC)=SXC)+(Y(I,HJ)
5630 NEXT I
5640 SXC)=SXC)/(C)

```

```

5450 IF N1=0 GOTO 5570
5460 T0=(C01)*GOTO 5600
5470 T0=1F
5480 FOR I=1 TO J
5490 XC(I)=X0(I,N1)*NEXT I
5700 GOSUB 46000
5710 TC(N1)=TE
5720 IF N1<0AL GOTO 5750
5730 FOR I=1 TO J
5740 ALFAA(I)=ALFA(I)*NEXT I
5750 FOR I=1 TO J
5760 XC(I,N1)=G0(I)*NEXT I
5770 IF N1=0 GOTO 5850
5780 N1=N1-1
5790 XCJ=0
5800 FOR I=NK+1 TO J
5810 XC(I,N1)=ALFA(I)*XC(I,N1-1)+X0(I,N1)/X0(NK,N1)
5820 XC(I,N1)=XC(I,N1)
5830 SXC1=SXC1+XC(I,N1)
5840 NEXT I:GOTO 5920
5850 / ***** ZONA DE ACOTAMIENTO *****
5860 N1=AL/NPE1+NPE1
5870 FOR I=1 TO N*ALFA(I)+ALFAA(I)*NEXT I
5880 FOR D=7 TO NF
5890 T0=T(NPE1)
5900 FOR I=LK TO J
5910 XC(I,0)=XC(I,NPE1)*NEXT I+D*(NPE1)*NEXT D
5920 SXC2=0
5930 FOR I=LK TO LK+1
5940 XC(I,N1)=XC(I,N1)+ALFA(I)*XC(LK,N1)+ALFAA(I)*XC(LK,N1)
5950 XC(I,N1)=XC(I,N1)
5960 SXC2=SXC2+XC(I,N1)*NEXT I
5970 SXC3=0
5980 FOR I=LK TO J
5990 XC(I,N1)=XC(I,N1)+N1*D*XC(I,0)
6000 SXC3=SXC3+XC(I,N1)*NEXT I
6010 SACTI=SXC2+SXC3
6020 T0=T(N1)
6030 FOR I=1 TO J
6040 XC(I)=XC(I,N1)*NEXT I
6050 GOSUB 46000
6060 TC(N1)=T0
6070 FOR I=1 TO J
6080 YC(I,N1)=YC(I)*NEXT I
6090 IF NPE1=1 GOTO 6100
6100 N1=N1-1:GOTO 5920
6100 / ***** CALCULO DE CARGAS TORMICAS *****
6110 T0=TR
6120 GOSUB 55000
6130 N1=C*HL/20
6140 FOR I=1 TO J
6150 YND(I)=YND(I)+ND(I)
6160 HULO(I)=XC(I,0)*ND(I)
6170 N1=ND+YND(I)
6180 IF @HULO(I)>0:
6190 NEXT I
6200 T0=TR
6210 GOSUB 55000
6220 N1=0.125*(NPE1)-0
6230 FOR I=1 TO J

```



```

0100 FOR NEI=U TO AL 1
0200 MULTA=MULTA+ATGC(L,NEI)*MULT NEI
0300 ATGC(I)=ATGC(I)+MULTA
0400 IF U=AL 1 GOTO 0200
0500 U=U+1:GOTO 0100
0600 ATGC(I)=ATGC(I)+1:NEXT I
0700 FOR I=1 TO J
0800 STGC(I)=0:U=NEI+1
0900 MULTS=1
1000 FOR NEI=AL+1 TO U
1100 MULTS=MULTS*STGC(I,NEI):NEXT NEI
1200 STGC(I)=STGC(I)+MULTS
1300 IF U=AL+1 GOTO 0700
1400 U=U+1:GOTO 0200
1500 STGC(I)=STGC(I)+1:NEXT I
1600 PC=0:WCF=0
1700 FOR I=1 TO J
1800 ASTGC(I)=ATGC(L,AL)*ATGC(I)/STGC(I)
1900 YDPC(I)=PC/(1+(ASTGC(I)+1))
2000 XWMC(I)=ZFC(I)*YDPC(I)
2100 DC=PC+YDPC(I)
2200 WC=WC+XWMC(I):NEXT I
2300 PREC(1K)=YDPC(1K)/WCF(1K)
2400 PREC(1K)=YDPC(1K)/ZFC(1K)
2500 IF ABS(PC)/PREC(1K)<=1.005 AND ABS(PC)/PREC(1K)<=1.005 GOTO 10000
2600 *****
2700 SCCCION PC FNRTOUCCIRICNHO *****
2800 FOR NEI=1 TO AL-1
2900 FOR I=1 TO J
3000 SATGC(L,NEI)=0:U=0
3100 MULTA=1
3200 FOR NEA=U TO NEI+1
3300 MULTA=MULTA+ATGC(L,NEA)*MULT NEA
3400 SATGC(L,NEI)=SATGC(L,NEI)+MULTA
3500 IF U=NEI+1 GOTO 3550
3600 U=U+1:GOTO 3400
3700 SATGC(L,NEI)=SATGC(L,NEI)+1:NEXT I:NEXT NEI
3800 FOR NEA=1 TO AL 1
3900 SYTC(NEI)=0
4000 FOR I=1 TO J
4100 YTC(L,NEI)=SATGC(L,NEI)*YDPC(I)/GC(NEI)
4200 SYTC(NEI)=SYTC(NEI)+YTC(L,NEI):NEXT I
4300 IF ABS(SYTC(NEI))/GC(NEI)<=1.005 GOTO 3850
4400 FOR I=1 TO J
4500 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)/SYTC(NEI)
4600 YC(L,NEI)=YC(L,NEI)+NEXT I
4700 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
4800 GOSUB 4900
4900 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
5000 FOR I=1 TO J
5100 YC(L,NEI)=YC(L,NEI)+NEXT I
5200 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
5300 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
5400 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
5500 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
5600 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
5700 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
5800 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
5900 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
6000 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
6100 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
6200 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
6300 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
6400 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
6500 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
6600 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
6700 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
6800 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
6900 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
7000 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
7100 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
7200 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
7300 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
7400 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
7500 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
7600 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
7700 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
7800 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
7900 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
8000 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
8100 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
8200 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
8300 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
8400 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
8500 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
8600 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
8700 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
8800 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
8900 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
9000 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
9100 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
9200 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
9300 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
9400 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
9500 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
9600 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
9700 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
9800 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
9900 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)
10000 YC(L,NEI)=YTC(L,NEI)

```

```

0790 COSUB 40000
0800 TCI=AL*PI/9
0810 FOR I=1 TO J
0820 XCI=LAL=XCI+NEXT I
0830 * ***** SUBROUTINE DE CONTINUIDAD *****
0840 FOR NEI=01 TO NF
0850 FOR I=1 TO J
0860 SSTG(I,NEI)=ORUNP(I)
0870 MULTS=1
0880 FOR NEI=NEI TO N
0890 HUI TO=HULTC*SIG(I,NEI)*NEXT NEI
0900 SSTG(I,NEI)=SSTG(I,NEI)+HUI TO
0910 IF U=NEI GOTO 0930
0920 U=U+1:GOTO 0870
0930 SSTG(I,NEI)=SSTG(I,NEI)+1
0940 NEXT I:NEXT NEI
0950 FOR NEI=01 TO NF
0960 EXTG(NEI)=0
0970 FOR I=1 TO J
0980 XTG(I,NEI)=XTG(I,NEI)+XNWD(I)*LAW(NEI)
0990 XTG(NEI)=XTG(NEI)+YTC(I,NEI)*NEI+1
1000 IF ABS(XTG(NEI))>XK*.005 GOTO 0950
1010 FOR I=1 TO J
1020 XCI(L,NEI)=XTG(I,NEI)*EXTG(NEI)
1030 XCI=XCI(L,NEI)+NEXT I
1040 TEO=TC(L,NEI)
1050 COSUB 46000
1060 TCI(NEI)=TEO
1070 FOR I=1 TO J
1080 TCI(L,NEI)=TGI(I)
1090 NEXT I
1095 NEXT NEI
1100 GOTO 4500
39000 TROP
40000 * *** SUBROUTINA PARA EL CALCULO DE TEMPERATURAS DE ROCIO Y BURBUJA ***
40010 FOR NEI TO 2
40020 IF B=1 GOTO 40050
40030 TR=TB*1.81302
40040 GOTO 40060
40050 TR=TR*1.04423
40060 COSUB 50000
40070 IF B=1 GOTO 40120
40080 FOR I=1 TO J
40090 ALFAD(I)=ALFAC(I)
40100 NEXT I
40110 GOTO 40150
40120 FOR I=1 TO J
40130 ALFAD(I)=ALFAC(I)
40140 NEXT I
40150 NEXT I
40160 D=ALFAD
40170 FOR I=1 TO J
40180 D=D+YD(I)
40190 NEXT I
40200 NEXT I
10010 SI D=0.00000000000000000000
10020 FOR I=1 TO 1
10030 D(I)=YD(I)
10040 NEXT I
10050 SI D=0.00000000000000000000

```

```

40200 SXM=SMX*XI
40210 BAC(I)=YD(I)*ALFA(I)
40220 XAC(I)=XW(I)+ALFA(I)
40230 YDA=SYA+YD(I)
40240 SXA=SXA+XAC(I)*NEXT I
40310 FOR B=1 TO 2
40320 IF B=1 GOTO 40350
40330 H=1/SXA
40340 GOTO 40360
40350 H=SYA
40360 COSUB 40900
40370 II D=( GOTO 40400
40380 TRC=(TH-422)/1.0
40390 GOTO 40410
40400 TRC=(TH-422)/1.0
40410 NEXT B
40420 IF ABS(TRC-TR)<=1 AND ABS(TR-TR)<=1 THEN RETURN
40430 TR=TR+TRC
40440 GOTO 40010
43000 * ***** SUBROUTINA PARA EL CALCULO DE EQUILIBRIO X *****
43010 IN=(NE+1)/1.0+422
43020 COSUB 50000
43030 S=0
43040 FOR I=1 TO NK
43050 ALFA(I)=ALFA(I)*NEXT I
43065 FOR I=1 TO NK
43070 YAC)=Y(I,NE)*ALFA(I)
43075 SYA=SYA+YAC I *NEXT I
43080 S=S+Y
43090 FOR I=1 TO NK
43100 X(I,NE)=YAC I /SYA
43110 SX=S*(X(I,NE)+NEXT I
43120 H=1/SX
43130 COSUB 40900
43140 TCNE(I)=TH-422)/1.0
43150 IF ABS(TCNE(I)-TC(I))<=1 THEN RETURN
43160 TC(I)=TCNE(I)+6000/43010
45000 * ***** SUBROUTINA PARA EL CALCULO DE EQUILIBRIO Y *****
45010 IN=(NE+1)/1.0+422
45020 COSUB 50000
45030 S=0
45040 FOR I=LK TO J
45050 ALFA(I)=ALFA(I)
45060 YAC I)=Y(I,NE)*ALFA(I)
45070 SXA=SXA+XAC I *NEXT I
45080 Y=0
45090 FOR I=LK TO J
45100 Y(I,NE)=Y+XAC I /SXA
45110 S=S+Y(I,NE)*NEXT I
45120 H=1/SXA
45130 COSUB 40900
45140 TC(I)=TH-422)/1.0
45150 IF ABS(TC(I)-TC(NE))<=1 THEN RETURN
45160 TC(NE)=TC(I)+6000/45010
46000 * ***** SUBROUTINA DE TEMPERATURA *****
46010 H=1/T(I,NE)
46020 COSUB 50000
46030 S=0
46040 FOR I=1 TO J
46050 ALFA(I)=ALFA(I)

```


60060 F01=AT1(N)/T1+2*AT2(N)/T1+AT3(N)*LOG(T1)/AT4(N)+T1*AT5(N)*T1-2*AT6(LN

60070 F01=(2)*AT1(N)/T1+3 AT2(N)/T1-2*AT3(N)/T1+AT4(N) +AT5(N)*T1

60080 IF ABS(F01)<=.0001 THEN RETURN

60090 T1=T1 F01/F01

60100 GOTO 60050

```

10006 / *****: DISEÑO HIDRÁULICO *****
10005 DIM LCA(14),LCA(14),LCA(14)
10006 FOR EVAL=1 TO 2
10010 CLS:COLOR 4,0,0:EEP
10020 LOCATE 5,19:PRINT CHR$(201):PRINT STRING$(46,205):PRINT CHR$(107)
10030 FOR ROW=6 TO 10:LOCATE ROW,19:PRINT CHR$(100):LOCATE ROW,66:
PRINT CHR$(106):NEXT ROW
10040 LOCATE 12,19:PRINT CHR$(200):PRINT STRING$(46,205):PRINT CHR$(100)
10050 LOCATE 7,27:PRINT "DISEÑO HIDRÁULICO PROPUESTO"
10060 LOCATE 9,22:PRINT "ALIMENTACION: ***** lbo=1/hr"
10070 LOCATE 11,22:PRINT "ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS: ** in"
10080 LOCATE 12,22:PRINT "DIÁMETRO DE LA PERFORACION: ***** in"
10090 LOCATE 13,22:PRINT "ESPESOR DEL PLATO: ***** in"
10100 LOCATE 14,22:PRINT "RELACION AREA ABIERTA: *****"
10110 LOCATE 15,22:PRINT "ALTURA DEL DERRAMADERO: ***** in"
10120 LOCATE 16,22:PRINT "ESPACIO LIBRE DE LA BAJANTE: ***** in"
10130 LOCATE 17,22:PRINT "PORCENTAJE DE INUNDACION: ** %"
10140 COLOR 7,0,0:LOCATE 9,49:LINE INPUT POP:POP=VAL(POP):LOCATE 9,49:
PRINT STRING$(6,32):LOCATE 9,49:PRINT POP
10150 LOCATE 11,53:LINE INPUT HDSH:HDSH=VAL(HDSH):LOCATE 11,53:
PRINT STRING$(3,32):LOCATE 11,53:PRINT HDSH
10160 LOCATE 12,50:LINE INPUT DSDH:DSDH=VAL(DSDH):LOCATE 12,50:
PRINT STRING$(5,32):LOCATE 12,49:PRINT DSDH
10170 LOCATE 13,50:LINE INPUT FSDH:FSDH=VAL(FSDH):LOCATE 13,50:
PRINT STRING$(5,32):LOCATE 13,49:PRINT FSDH
10180 LOCATE 14,51:LINE INPUT RAA:RAA=VAL(RAA):LOCATE 14,51:
PRINT STRING$(4,32):LOCATE 14,50:PRINT RAA
10190 LOCATE 15,51:LINE INPUT HSDH:HSDH=VAL(HSDH):LOCATE 15,51:
PRINT STRING$(4,32):LOCATE 15,50:PRINT HSDH
10200 LOCATE 16,51:LINE INPUT CLDH:CLDH=VAL(CLDH):LOCATE 16,51:
PRINT STRING$(4,32):LOCATE 16,50:PRINT CLDH
10210 LOCATE 17,53:LINE INPUT FISUP:FISUP=VAL(FISUP)
10220 LCA(1)=.472:LCA(14)=.133:LCA(2)=.205:LCA(3)=.175:LCA(13)
10230 HP=14:AK(14)=1.14:CA(14)=.566
10240 IF EVAL=1 GOTO 10250
10260 CTAPA=NP:GOTO 10260
10270 CTAPA=1+LCA(1)-LCA(CTAPA):DI=L(CTAPA):GDH=C(CTAPA):GOTO 10300
10280 LGDH=LCA(CTAPA)
10290 LDR=L(CTAPA)+GDH-CX(CTAPA)
10300 LHM=LHM+POP:GDH=GDH+POP
10310 INPUT "PRESO MOLECULAR DE LIQUIDO Y VAPOR":PHL:PHV
10320 INPUT "COR1":COR1
10330 INPUT "COR2":COR2
10340 KL=LHM*PHL+NG*LHM*PHV
10350 INPUT "DENSIDAD DE LIQUIDO Y VAPOR":DML:DMV
10360 QI=KL/LCM:QV=QV+NG*(DML+DMV)
10370 QI=L*448.766
10380 FLV=(LGDH*PHL/PHV)+QV*(DML+DMV)
10390 COSUP=.3000
10400 UNIN=CSB+((DML-DMV)/DMV)/(1/2)
10410 UNDI=C-FISUP*AHIN:100
10420 ATDH=QV/(UNDI*(1-COR1))
10430 BTDH=GDH+4*ATDH/.1414
10440 BTDH=INT(BTDH)
10450 ATDH=3.1416*BTDH/360
10450 CDDH=COR1*ATDH
10470 ANH=(1-COR1)*AHIN
10480 ZADH=ATDH-2*CDDH
10490 ANH=RC+ZADH
10500 UN=QV/ANH

```

```

10510 GIN=(CUM*UBDIO)*VISCL
10520 GOSUB 41000
10530 EPD=(FIDH/(C1*FITH))*LBDH
10540 APDH=ANSH/AADH
10550 EDDH=EPD/TIDH
10560 GOSUB 65000
10570 UDDH=OV/AIDH
10580 HHDH=.186*(DENH/DENL)*(UDDH/CV0)*2
10590 LWDH=COR2*BDTH*12
10600 HWDH=.48*(OL1/LMDH)*(2/3)
10610 FVA=(OV/AADH)*RENU*(1/2)
10620 GOSUB 30000
10630 PLDH=DETAHD*(HBDH+HWDH)
10640 HTDH=HHDH*HLDH
10650 SIGNAL=20*HSIGDH+.04*SIGNAL/(DENL*HHDH)
10660 COMPH=HHDH*HCTGDH
10670 IF COMPH/LDH GOTO 11900
10680 UDDH=CL1/450*ADPH
10692 RTDH=HTSDH/(2*UBDH*12)
10684 IF RTDH<3 GOTO 11920
10690 HFDDH=HLDH/(2*DETAHD-1)
10700 DT1DH=DTDH*12
10710 DFDDH=(LWDH+DT1DH)/2
10720 UFDDH=12*OL/(C1*HDDH*FDDH)
10730 INPUT "VISCOSIDAD DE LIQUIDO"=VISCL
10740 RHDH=HFDDH*DFDDH/(2*HFDDH*FDDH*12)
10750 REHDH=RHDH*UFDDH*DFDL/VISCL
10760 GOSUB 32000
10770 LFDH=.64*BDTH
10780 DELTDH=FFDH*UDDH+2*LFDH*12/(32.2*HHDH)
10790 IF DELTDH<.5*HHDH GOTO 11950
10800 ADADH=CLDH*LWDH/144
10810 HDADH=.03*.0L1/(100*ADADH)*2
10820 HBCDH=HTDH*HBDH*HWDH*DELTDH*HWDH
10840 DTHKEVAL)=DTHH*HTSDH*LVA3)=HTSDH*ADPH*LVA1)=ADPH
10850 ADHKEVAL)=ADPH*ADPH*LVA2)=ADPH*ADPH*LVA3)=ADPH
10860 FPHKEVAL)=FPHH*HTSDH*LVA4)=FPHH*HTSDH*LVA5)=FPHH
10870 HPHKEVAL)=HPHH*CLDK*LVA6)=CLDK*HTSDH*LVA7)=HTSDH
10880 NEXT LVA1
10890 GOSUB 33000
10900 ALTDH(1)=NPR#HTSDH(1)/12*ALTDH(2)=NPR#HTSDH(2)/12
10900 / ***** IMPRESION DE RESULTADOS ALTERNOS INTERALTO *****
10910 FOR EVAL=1 TO 2
10920 LPRINT TAB(10)"DIMENSIONES DEL EQUIPO" LPRINT LPRINT
10930 LPRINT TAB(10)"DESCRIPCION DE LA TUBERIA " 12
10940 LPRINT USING "H.H.H":DTHKEVAL):LPRINT " 14"
10950 LPRINT TAB(10)"AREA SECCION " 16
10960 LPRINT USING "H.H.H":ADHKEVAL):LPRINT " 18"
10970 LPRINT TAB(10)"AREA SECCION " 20
10980 LPRINT USING "H.H.H":ADHKEVAL):LPRINT " 22"
10990 LPRINT TAB(10)"AREA DE FLUJO DESECCION " 24
11000 LPRINT USING "H.H.H":ADHKEVAL):LPRINT " 26"
11010 LPRINT TAB(10)"AREA SECCION DE FLUJO " 28
11020 LPRINT USING "H.H.H":ADHKEVAL):LPRINT " 30"
11030 LPRINT TAB(10)"AREA SECCION DE FLUJO " 32
11040 LPRINT USING "H.H.H":ADHKEVAL):LPRINT " 34"
11050 LPRINT TAB(10)"DESCRIPCION DE LA TUBERIA " 36
11060 LPRINT USING "H.H.H":ADHKEVAL):LPRINT " 38"

```



```

11110 LPRINT TAB(10)"LONGITUD DEL PERRAMADERO " ;
LPRINT USING "###":LWDBK(EVAL):LPRINT " 1a"
11120 LPRINT TAB(10)"ALTURA DEL PERGAMINERO " ;
LPRINT USING "##":HWDBK(EVAL):LPRINT " 1a"
11130 LPRINT TAB(10)"ESPACIO LIBRE DE LA RAJANTE " ;
LPRINT USING "##":CLB(EVAL):LPRINT " 1a"
11140 LPRINT TAB(10)"ESPESOR DE PLATO " ;
LPRINT USING "##":EPDBK(EVAL):LPRINT " 1a"
11150 LPRINT TAB(10)"ALTURA DE LA FORA " ;
LPRINT USING "##":ALDBK(EVAL):LPRINT " 1a"
11155 LPRINT:LPRINT:LPRINT:LPRINT:LPRINT
11160 NEXT EVAL
11170 GOTO 20000
11900 CLS:PRINT "CORRECCION 1"
11905 OP1=INKEY$:IF OP1="" GOTO 11905
11910 GOTO 12000
11920 CLS:PRINT "CORRECCION 2"
11925 OP1=INKEY$:IF OP1="" GOTO 11925
11930 GOTO 12000
11930 CLS:PRINT "CORRECCION 3"
11935 OP1=INKEY$:IF OP1="" GOTO 11935
12000 INPUT "COR1,COR2":COR1,COR2:GOTO 10010
20000 / *****
20001 FOR EVAL=1 TO 2
20002 IF EVAL=1 GOTO 20004
20003 DT=H-DTDBK(2):ALTO=ALDBK(2):GOTO 20010
20004 DT=H-DTDBK(1):ALTO=ALDBK(1)
20010 CLS:COLOR 5,0:KEY OFF:BECP
20020 LOCATE 7,22:PRINT CHR$(201):PRINT STRING$(34,205):PRINT CHR$(107)
20030 FOR ROW=2 TO 16:LOCATE ROW,22:PRINT CHR$(106):LOCATE ROW,57:
PRINT CHR$(106):ROW=ROW
20040 LOCATE 17,20:PRINT CHR$(200):PRINT STRING$(34,205):PRINT CHR$(108)
20050 LOCATE 17,20:PRINT "MATERIALES DE CONSTRUCCION"
20060 LOCATE 11,25:PRINT "1) ACERO AL CARBON"
20070 LOCATE 12,25:PRINT "2) ACERO INOXIDABLE 304 O 304 L"
20080 LOCATE 13,25:PRINT "3) ACERO INOXIDABLE 316 O 316 L"
20090 LOCATE 14,25:PRINT "OCCISION: 2"
20100 COLOR 7,0,0:LOCATE 15,23:LINE INPUT MATCON$
20110 MATCON=VAL(MATCON)
20120 CLS:LOCATE 16,10:PRINT "TELEBOR DE LA FORA L=1 a":INPUT ESPT
20125 LOCATE 12,10:PRINT "FORM. DE EL INDICE COORDINADO A CONSIDERAR":INPUT THCC
20130 LOCATE 13,10:PRINT "FORM. DE EL COSTO DE LA HORA-HOMBRE":INPUT COSTHH
20130 INT=INT$(ALTO/ESPT)
20140 COSUB=25000
20150 CUSUB=25000
20160 YFEI=.5453*(DTDBK(1)+.12914)
20170 COST1=10*YFEI*CUSUB*(1+0.1275*INT)
20180 COST10(1)=COST100*(1+0.1275*INT)
20190 COST10(2)=COST10(1)
20200 HCHON(1)=COST10(1)*.14713
20210 COST10(1)=COST10(1)+COST10(1)*.01866*100
20220 COSTH(1)=HCHON(1)+COST10(1)
20230 COSTA(1)=COST10(1)*.0
20240 COSTC(1)=COST10(1)+COSTA(1)+COSTH(1)
20250 IF MATCON=1 GOTO 20250
20260 COSTC(MATCON)=COST10(MATCON)+.05*HLY(MATCON)*COST10(1)
20270 B=HLY-COSTC(MATCON)/COST10(1)
20280 B=5*(MATCON)-.27*INT$(B/4)+.1011
20290 COSTP(MATCON)=COSTC(MATCON)*B/1000000

```

```

20300 BULKAL(MATCON)=.14*PROPEC*(.1998)
20310 HONOR(MATCON)=COSTO1(MATCON)*HONOR(MATCON)*1.2
20320 COSTGLOB(MATCON)=(COSTO1(MATCON)+COSTHOC(MATCON))*INDEC/100
20330 COSTHOC(MATCON)=HONOR(MATCON)*COSTHOC
20340 COSTAD(MATCON)=COSTAD(MATCON)*1.0
20350 SUBTOT1(MATCON)=COSTGLOB(MATCON)+COSTHOC(MATCON)+COSTAD(MATCON)
20360 COSTENG-SUBTOT(1)*.2
20370 SUBTOT1=SUBTOT(MATCON)+COSTENG
20380 CONTING-SUBTOT1*.25
20390 COSTOT1=SUBTOT1+CONTING
20400 / ***** IMPRESION DE RESULTADOS *****
20410 IF MATCON=1 THEN MATCON4="ACERO AL CARBON"
20420 IF MATCON=2 THEN MATCON4="ACERO INOXIDABLE 304"
20430 IF MATCON=3 THEN MATCON4="ACERO INOXIDABLE 316"
20440 LPRINT TAB(10) "COSTO INSTALADO DE UNA COLUMNA DE DESTILACION DE ":MATCON

20450 LPRINT=LPRINT
20460 LPRINT TAB(10) "(1) DNT= ":DNT
20470 LPRINT TAB(10) "(2) COSTO DE LA COLUMNA"
20480 LPRINT TAB(15) "MATERIAL EVALUADO $ ":COSTCO(MATCON):"$ ": "1.95=" :TAB(60)
" $ ":COSTCO(MATCON)
20490 LPRINT TAB(15) "ACERO AL CARBON $ ":COSTCO(1):"$ ": "1.95=" :TAB(60) " $ "
:COSTCO(1)
20500 LPRINT TAB(10) "(3) COSTO DE LOS PLATOS: $ 4000 INSTALACION 1"
20510 LPRINT TAB(15) "MATERIAL EVALUADO ":TAB(60) " $ ":COSTHOC(MATCON):"$ ": " :TAB(
):"$ ":TAB(60) " $ ":COSTHOC(MATCON)
20520 LPRINT TAB(15) "ACERO AL CARBON ":TAB(60) " $ ":COSTCO(1):"$ ": " :TAB(60) " $ "
:COSTHOC(1)
20530 LPRINT TAB(10) "COSTO DE INSTALACION DE LOS PLATOS: ":TAB(60) " $ ":COSTCO(2)
u=" :TAB(60) " $ ":COSTIP
20540 LPRINT TAB(10) "(5) COSTO TOTAL DE LA COLUMNA Y LOS PLATOS"
20550 LPRINT TAB(15) "MATERIAL EVALUADO ":TAB(60) " $ ":COSTOT(MATCON)
20560 LPRINT TAB(15) "ACERO AL CARBON ":TAB(60) " $ ":SUBTOT(1)
20570 LPRINT TAB(10) "(6) COSTO DE MATERIALES A GRANEL"
20580 LPRINT TAB(15) " $ ":COSTOT(MATCON):"(6) $ ":BULKAL(MATCON):"$ ":TAB(60) " $ "
:COSTAD(MATCON)
20590 LPRINT TAB(10) "(7) HORAS HOMBRE UTILIZADAS:"
20600 LPRINT TAB(15) " $ ":COSTOT(MATCON):"(5) $ ":HONOR(MATCON):" :TAB(
0) " $ ":HONOR(MATCON)
20610 LPRINT=LPRINT:LPRINT
20620 LPRINT TAB(10) "(8) COSTOS ESCALADOS A PRECIOS ACTUALES:"
20630 LPRINT TAB(15) " $ ":COSTOT(MATCON):"(5) $ ":COSTAD(MATCON):"(6) $ ":INDE
C:" INDEC=" :TAB(60) " $ ":COSTGLOB(MATCON)
20640 LPRINT TAB(10) "(9) COSTO DE MANO DE OBRA:"
20650 LPRINT TAB(15) HONOR(MATCON):"HORAS HOMBRE (7) $ ":SUBTOT1:" :TAB(60) " $ "
:COSTHOC(MATCON)
20660 LPRINT TAB(10) "(10) SOBRECOSTOS:"
20670 LPRINT TAB(15) " $ ":COSTAD(MATCON):"(6) $ ":COSTAD(MATCON)
20680 LPRINT TAB(10) "(11) SUBTOTAL "= :TAB(60) " $ ":SUBTOT(MATCON)
20690 LPRINT TAB(10) "(12) INGENIERIA:"
20700 LPRINT TAB(15) " $ ":SUBTOT(1):"(11) + 26% " :TAB(60) " $ ":COSTENG
20710 LPRINT TAB(10) "(13) SUBTOTAL "= :TAB(60) " $ ":SUBTOT1
20720 LPRINT TAB(10) "(14) CONTINGENCIA:"
20730 LPRINT TAB(15) " $ ":SUBTOT1:"(13) + 25% " :TAB(60) " $ ":CONTING
20740 LPRINT TAB(10) "(15) COSTO TOTAL INSTALADO "= :TAB(60) " $ ":COSTOT1
20750 MEXI EVALUACION
20800 / ***** SUBROUTINA PARA EL COSTO DE LA COLUMNA *****
20910 MEXI-LOG-IND=2.3
20920 YPRU=1.432+.653*INDEC

```

```

25030 COSTCO(1)=10*YEEC/COSTCO(1)+COSTCO(1)*1.05
25040 ON MATCON GOTO 25090,25050,25060
25050 YEEC=1.651+.6467*XIEFC/COTO 25090
25060 YEEC=1.5119+.7059*XIEFC
25070 COSTCO(MATCON)=10*YEEC
25080 COSTCO(MATCON)=COSTCO(MATCON)*1.05
25090 RETURN
26000 / ***** SUBROUTINA COSTO DE LOS PLATOS *****
26010 YEEC=2.0048+.0067*PIPM#12
26020 COSTC(1)=10*YEEC
26030 ON MATCON GOTO 26070,26040,26050
26040 YEEC=2.1383+.0075*PIPM#12+GOTO 26060
26050 YEEC=2.2121+.0075*PIPM#12
26060 COSTC(MATCON)=10*YEEC
26070 IF NFR=C40 GOTO
26080 FAPL=(2.7271-LOG(NFR)/2.3)/1.125
26090 COSTAC(1)=COSTC(1)+FAPL
26100 COSTAC(MATCON)=COSTC(MATCON)+FAPL
26110 COSTPL(1)=COSTAC(1)*NFR/4000
26120 COSTPL(MATCON)=COSTAC(MATCON)*NFR/4000
26130 RETURN
30000 / ***** SUBROUTINA FIGURA 15.7 *****
30010 RETAIN=.6463*PIPM#12/1705
30020 RETURN
32000 / ***** SUBROUTINA FIGURA 15.8 *****
32010 XEDI=LOG(REDI)/2.7
32020 IF HWHI=.4 GOTO 32100
32030 IF HWHI=.7 GOTO 32110
32040 IF HWHI=1.1 GOTO 32120
32050 IF HWHI=1.5 GOTO 32130
32060 IF HWHI=.4 AND HWHI<.7 GOTO 32140
32070 IF HWHI=.7 AND HWHI<1.1 GOTO 32150
32080 YEDI=3.2875-1.077*XEDI+YEDI12+.520-1.085*YEDI
32090 HWHI=1.1+HWHI*1.5+GOTO 32180
32100 YEDI=2.0395-1.0621*XEDI+GOTO 32190
32110 YEDI=3.0563-1.0677*YEDI+GOTO 32190
32120 YEDI=3.2875-1.077*XEDI+GOTO 32190
32130 YEDI=7.528-1.083*XEDI+GOTO 32190
32140 YEDI=2.0395-1.0621*YEDI+YEDI12+.6663-1.067*XEDI
32150 HWHI=.4+HWHI*1.7+GOTO 32180
32160 YEDI=3.0663-1.067*XEDI+YEDI12+.2875-1.077*XEDI
32170 HWHI=.7+HWHI*1.1
32180 YEDI=YEDI11*((HWHI-HWHI12)/(HWHI12-HWHI11))+YEDI12-YEDI11
32190 FEDI=10*(YEDI)
32200 RETURN
33000 / ***** CARBULO DE REFERENCIA GLOBAL DE PLATO *****
33010 INPUT "VISCOSIDAD DEL LIQUIDO DE ALIMENTACION:PLU"
33020 INPUT "VALOR LITRO POR PROMEDIO:ALU"
33070 AVAL=VAL*ALU
33080 XIEF=(LOG(AVAL)/2.7)
33090 CO=.072*XIEF*(1.707)
33100 APR=PMED
33110 ALU=APR
33000 / ***** SUBROUTINA FIGURA 15.3 *****
33010 XEDI=LOG(PIV)/2.7
33020 IF HWHI=0 GOTO 33060
33030 IF HWHI=1 GOTO 33070
33040 IF HWHI=10 GOTO 33090
33050 YEDI=.421-1.0821*XEDI+YEDI12+.520
33060 YEDI=.7946-.04051*LOG(XI+PIPM#12/6095)

```

```

63070 YEDH=-.7150-1.0420*LOG(XEDH)+0.00 63000
63080 YEDH=-.6169-.6447*LOG(XEDH)
63090 CSD=10**YEDH
63100 RETURN
64000 / ***** SUBROUTINA FIGURA 15.4 *****
64010 XEDH=.LOG(S1)/2.303
64020 IF AIN=70 GOTO 64000
64030 IF AIN=80 GOTO 64090
64040 IF AIN=90 GOTO 64100
64050 IF AIN=70 AND ATH<00 GOTO 64110
64060 YEDH=1.4064-1.2074*LOG(XEDH)+(EDH2-1.2044-1.2030*LOG(XEDH))
64070 AIN1=00:AIN2=90:COTO 64130
64080 YEDH=1.6511-1.1601*LOG(XEDH):GOTO 64140
64090 YEDH=1.4064-1.2074*LOG(XEDH):COTO 64140
64100 YEDH=1.2044-1.2030*LOG(XEDH):COTO 64140
64110 YEDH=1.6511-1.1601*LOG(XEDH):YEDH2=1.4054-1.2074*LOG(XEDH)
64120 AIN1=70:AIN2=00
64130 YEDH=YEDH1+(ATH-AIN1)/(AIN2-AIN1)*(YEDH2-YEDH1)
64140 FIDH=10**YEDH
64150 RETURN
65000 / ***** SUBROUTINA FIGURA 15.6 *****
65010 IF EDH1=.1 GOTO 65100
65020 IF EDH1=.2 GOTO 65140
65030 IF EDH1=.6 GOTO 65190
65040 IF EDH1=.8 GOTO 65160
65050 IF EDH1=1.1 GOTO 65170
65060 IF EDH1=1.2 GOTO 65100
65070 IF EDH1=.1 AND EDH1<.2 GOTO 65190
65080 IF EDH1=.2 AND EDH1<.6 GOTO 65210
65090 IF EDH1=.6 AND EDH1<.8 GOTO 65230
65100 IF EDH1=.8 AND EDH1<1.1 GOTO 65250
65110 YEDH1=.77517*APDH:YEDH2=.811517*APDH*APDH
65120 EDH1=1+EDH2=1.2:GOTO 65270
65130 CVD=.508172*APDH:GOTO 65200
65140 CVD=.630217333*APDH:GOTO 65200
65150 CVD=.674317133*APDH:GOTO 65200
65160 CVD=.708317333*APDH:GOTO 65200
65170 CVD=.77517*APDH:GOTO 65200
65180 CVD=.811517*APDH:GOTO 65200
65190 YEDH1=.508172*APDH:YEDH2=.630317333*APDH
65200 EDH1=.1:EDH2=.2:GOTO 65270
65210 YEDH1=.630317333*APDH:YEDH2=.674317333*APDH
65220 EDH1=.2:EDH2=.6:GOTO 65270
65230 YEDH1=.674317133*APDH:YEDH2=.700317333*APDH
65240 EDH1=.6:EDH2=.8:GOTO 65270
65250 YEDH1=.708317333*APDH:YEDH2=.77517*APDH
65260 EDH1=.8:EDH2=1.1
65270 CVD=YEDH1*(EDH1-EDH2)/(EDH2-EDH1)*(YEDH2-YEDH1)
65280 RETURN

```

5.5. Ejecución del programa.-

La comprobación de la operación del programa de computadora desarrollado en este trabajo se llevó a cabo efectuando el diseño y evaluación del costo del equipo necesario para obtener la separación de una mezcla de alimentación dada.

Las condiciones de operación y composición de dicha mezcla se tomaron del problema de ejemplo 9.13 del libro "Operaciones de Transferencia de Masa" de Robert E. Treybal (54).

El procedimiento de cálculo en el cual está basado el programa consiste en el desarrollo de los balances de materia y energía, los cuales se resuelven para determinar las composiciones y temperaturas del vapor y del líquido en equilibrio para cada etapa del equipo, así mismo se establece la relación existente entre el flujo de líquido y vapor (L/G) para cada una de estas mismas etapas. En base a lo anterior se obtiene el número de etapas ideales con que cuenta el equipo para obtener la separación deseada.

Posteriormente el programa procede a evaluar el diseño hidráulico de la columna, determinando el diámetro y altura de la torre en función de un diseño propuesto por el usuario, mismo que puede ser extraído de los cua-

eros y tablas de diseños característicos que se proporcionan en el capítulo 3.

El diseño escogido por el usuario se ajusta y modifica por medio del programa hasta obtener el diseño que proporcione las mejores condiciones de operación de la columna. En esta parte del programa se evalúa la eficiencia de los platos y se obtiene el número de platos reales que requiere la columna para obtener la separación deseada.

A partir de estos datos, la siguiente etapa del programa consiste en evaluar el costo del equipo en base al método expuesto con anterioridad. Esta evaluación se hace tomando en consideración tres tipos de materiales de construcción de la columna:

- * Acero al Carbón,
- * Acero Inoxidable 304 y
- * Acero Inoxidable 316.

Una vez obtenido el costo del equipo, finaliza la ejecución del programa, quedando en manos del usuario la realización del análisis de los resultados obtenidos con el objeto de efectuar la mejor elección del tipo de columna tomando en cuenta tanto el diseño hidráulico como el costo de la misma.

El ejemplo empleado para demostrar el funcionamiento de este programa tiene los siguientes datos:

- Alimentación,

Componente	Composición
Metano	0.03
Etano	0.07
Propano	0.15
N-Butano	0.33
N-Pentano	0.30
N-Hexano	0.12

Esta mezcla se alimenta a una presión de 150 psi y a una temperatura de 82 °C, como líquido saturado.

Se requiere que la separación obtenida contenga:

- Destilado,

Componente	Composición
Propano	0.98
N-Pentano	0.01

Se toma como base 1 lbmol de alimentación para efectuar los cálculos de la primera etapa del programa, sin embargo, para establecer las dimensiones de la columna y efectuar la estimación de costos se considera una alimentación de 5,000 lbmol / hr., para este caso particular.

Los cálculos en la etapa de diseño hidráulico se hacen ajustando el diseño para la relación líquido / vapor, L/G obtenida para el primer pla

lo (Zona de Enriquecimiento) y para el último plato (Zona de Agotamiento), las cuales dieron valores diferentes ya que la carga de líquido es mucho mayor en la zona de agotamiento que en la de enriquecimiento para el problema que se está considerando.

PLATO	1	NP
L (lbmol/lbmol alimentación)	0.287	1.140
G (lbmol/lbmol alimentación)	0.631	0.534
L / G	0.422	2.133

En virtud de la diferencia existente en las relaciones líquido/vapor, se procedió a hacer dos diseños considerando los resultados anteriores y comparando las variaciones que se presenten en la estimación de costos, como consecuencia de lo arriba mencionado.

A continuación se muestran los resultados obtenidos en el diseño hidráulico de la columna (6.1.), para los dos valores de la relación líquido/vapor calculados.

La altura de la torre se obtuvo a partir del número de platos reales determinado en base al número ideal de etapas y la eficiencia global de los platos. El número de platos reales en este caso es de 19.

Como puede observarse el diámetro en los dos diseños es el mismo y

esto es coherente, ya que se calcula a partir del flujo de vapor; el cuál en los dos casos, tiene valores similares. Por otra parte, se presentan diferencias considerables en el espaciamento entre platos, el cuál es mayor para una relación L/G mayor y en consecuencia la altura de la columna aumenta, repercutiendo en los costos como se puede observar posteriormente.

El área activa disminuye a un flujo de líquido mayor y el área de flujo descendente aumenta para permitir un flujo adecuado del líquido en cada plato. Así mismo, la relación: Área Abierta / Área de la Torre, es menor para permitir que la operación a una relación L/G mayor sea adecuada.

Una vez evaluado el diseño hidráulico se procede a realizar la estimación del costo del equipo considerando los dos casos ya mencionados, uno a la vez para la altura total de la torre. El costo del equipo se obtiene a partir del método de cálculo realizado por J.S. Miller y W.A. Kapelle, de la Corporación Union Carbide, (37). Ya que permite estimar el costo instalado de una columna de destilación con una precisión de $\pm 25\%$, así también se hace necesario el uso de Índices Económicos, tomados del ejemplar más reciente del Chemical Engineering para equipo fabricado, con el propósito de actualizar los resultados.

De la misma manera, este método permite evaluar los beneficios de varias opciones de diseño de columnas en función del material de construc-

ción y el costo resultante del mismo.

Así pues se obtienen los resultados reportados en el punto G.2.1, para cada uno de los materiales que considera el programa.

6.4. Resultados del diseño hidráulico y de la evaluación económica.-

La evaluación económica objeto de la presente tesis se llevó a cabo tomando como moneda base el dolar norteamericano.

La razón de esto está fundamentada en los siguientes argumentos:

1. La baja tasa inflacionaria existente en los Estados Unidos de Norteamérica, lo que trae como consecuencia una vigencia mayor de los costos evaluados en dolares al contrario de la moneda mexicana, que a partir de 1982 ha mostrado un comportamiento inestable (alta inflación) lo cual hace poco confiable cualquier costo realizado en pesos mexicanos.
2. Disponibilidad de información y casi la totalidad de las publicaciones tanto tecnológicas como económicas son provenientes de los Estados Unidos de Norteamérica y se encuentran basadas en dicha moneda.
3. Posición líder tecnológicamente hablando.

Por la fuerza de los argumentos anteriores se tomó la decisión de realizar este trabajo tomando la información económica basada en la divisa norteamericana.

6.1.1. Diseño hidráulico obtenido para la relación L/G = 0.422 .-

DIMENSIONES DEL EQUIPO

DIAMETRO DE LA TORRE	8.0	ft
ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS	24	in
AREA ACTIVA	21.5	ft ²
AREA ABIERTA	2.0	ft ²
AREA DE FLUJO DESCENDENTE	3.4	ft ²
AREA ABIERTA/AREA DE TORRE	0.10	
AREA ABIERTA/AREA ACTIVA	0.13	
DIAMETRO DE LA PERFORACION	0.180	in
LONGITUD DEL DERRAMADERO	55	in
ALTURA DEL DERRAMADERO	2	in
ESPACIO LIBRE DE LA BAJANTE	1.5	in
ESPESOR DE PLATO	0.070	in
ALTURA DE LA TORRE	30.0	ft

6.1.2. Diseño hidráulico obtenido para la relación L/G = 2.133 .-

DIMENSIONES DEL EQUIPO

DIAMETRO DE LA TORRE	6.0	ft
ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS	36	in
AREA ACTIVA	16.4	ft ²
AREA ABIERTA	2.3	ft ²
AREA DE FLUJO DESCENDENTE	5.9	ft ²
AREA ABIERTA/AREA DE TORRE	0.08	
AREA ABIERTA/AREA ACTIVA	0.14	
DIAMETRO DE LA PERFORACION	0.188	in
LONGITUD DEL DERRAMADERO	55	in
ALTURA DEL DERRAMADERO	1	in
ESPACIO LIBRE DE LA BAJANTE	1.5	in
ESPESOR DE PLATO	0.078	in
ALTURA DE LA TORRE	58.2	ft

6.1.3.

COSTO INSTALADO DE UNA COLUMNA DE DESTILACION DE ACERO AL CARBON L/G = 0.422

(1)	DHT=	16763.34	
(2)	COSTO DE LA CORAZA:		
	MATERIAL EVALUADO	\$ 12791.54 x 1.05=	\$ 13431.12
	ACERO AL CARBON	\$ 12791.54 x 1.05=	\$ 13431.12
(3)	COSTO DE LOS PLATOS: \$ 4000 INSTALACION +		
	MATERIAL EVALUADO	19.40201 x \$ 307.0436 c/u x	1.27805 =
			\$ 11613.68
	ACERO AL CARBON	19.40201 :: \$ 307.0436 c/u x	1.27805 =
			\$ 11613.68
	COSTO DE INSTALACION DE LOS PLATOS:	19.40201 x \$	65.57272 c/v =
			\$ 1272.242
(5)	COSTO TOTAL DE LA COLUMNA Y LOS PLATOS:		
	MATERIAL EVALUADO =		\$ 26317.04
	ACERO AL CARBON =		\$ 26317.04
(6)	COSTO DE MATERIALES A CRAMEL:		
	\$ 26317.04 (5) x 0 =		\$ 26317.04
(7)	HORAS HOMBRE UTILIZADAS:		
	\$ 26317.04 (5) x 0 x 1.30 =		\$ 4789.7

(8)	COSTOS ESCALADOS A PRECIOS ACTUALES:		
	\$ 26317.04 (5) + \$ 26317.04 (6) x	346.9	INDICE =
			\$ 182587.6
(9)	COSTO DE MANO DE OBRA:		
	4789.7 HORAS-HOMBRE (7) x \$	12 =	\$ 57476.4
(10)	SOBRECOSTO:		
	\$ 57476.4 (9) x 80% =		\$ 45981.12
(11)	SUBTOTAL =		
			\$ 286045.1
(12)	INGENIERIA:		
	\$ 286045.1 (11) x 20% =		\$ 57209.02
(13)	SUBTOTAL =		
			\$ 343254.1
(14)	CONTINGENCIA:		
	\$ 343254.1 (13) x 25% =		\$ 85813.53
(15)	COSTO TOTAL INSTALADO =		
			\$ 429047.7

6.1.4.

COSTO INSTALADO DE UNA COLUMNA DE DESTILACION DE ACERO AL CARBON

L/G = 2.133

(1) DHT=	25145.01	
(2) COSTO DE LA CORAZA:		
MATERIAL EVALUADO	\$ 16677.35 x 1.05 =	\$ 17511.22
ACERO AL CARBON	\$ 16677.35 x 1.05 =	\$ 17511.22
(3) COSTO DE LOS PLATOS: \$ 4000 INSTALACION +		
MATERIAL EVALUADO	19.40201 x \$ 307.0436 c/u x 1.27805 =	\$ 11613.68
ACERO AL CARBON	19.40201 x \$ 307.0436 c/u x 1.27805 =	\$ 11613.68
COSTO DE INSTALACION DE LOS PLATOS:	19.40201 x \$ 65.57272 c/u =	\$ 1272.242
(5) COSTO TOTAL DE LA COLUMNA Y LOS PLATOS:		
MATERIAL EVALUADO =		\$ 30397.14
ACERO AL CARBON =		\$ 30397.14
(6) COSTO DE MATERIALES A GRANUL:		
\$ 30397.14 (5) x 0 =		\$ 30397.14
(7) HORAS HOMBRE UTILIZADAS:		
\$ 30397.14 (5) x 0 x 1.30 =		\$ 5532.278
(8) COSTOS ESCALADOS A PRECIOS ACTUALES:		
\$ 30397.14 (5) + \$ 30397.14 (6) x 346.7	INDICE =	\$ 210895.3
(9) COSTO DEE MANO DE OBRA:		
5532.278 HORAS-HOMBRE (7) x \$ 12 =		\$ 66387.34
(10) SOBRECOSTO:		
\$ 66387.34 (9) x 80% =		\$ 53109.87
(11) SUBTOTAL =		\$ 330392.5
(12) INGENIERIA:		
\$ 330392.5 (11) x 20% =		\$ 66078.51
(13) SUBTOTAL =		\$ 396471
(14) CONTINGENCIA:		
\$ 396471 (13) x 25% =		\$ 99117.76
(15) COSTO TOTAL INSTALADO =		\$ 495588.8

6.1.5.

COSTO INSTALADO DE UNA COLUMNA DE DESTILACION DE ACERO INOXIDABLE 304

L/G = 0.422

(1) DHT=	16767.4E	
(2) COSTO DE LA CORAZA:		
MATERIAL EVALUADO	\$ 24323.94 x 1.05=	\$ 25540.14
ACERO AL CARBON	\$ 12793.6 x 1.05=	\$ 13433.28
(3) COSTO DE LOS PLATOS: \$ 4000 INSTALACION +		
MATERIAL EVALUADO	19.40681 x \$ 476.7601 c/u x 1.277954 =	\$ 11824.13
	" "	\$ 15824.13
ACERO AL CARBON	19.40681 x \$ 307.0436 c/u x 1.277954 =	\$ 11614.99
COSTO DE INSTALACION DE LOS PLATOS:	19.40681 x \$ 65.57272 c/u =	\$ 1272.557
(5) COSTO TOTAL DE LA COLUMNA Y LOS PLATOS:		
MATERIAL EVALUADO =		\$ 42636.83
ACERO AL CARBON =		\$ 26320.82
(6) COSTO DE MATERIALES A CRAWEL:		
\$ 42636.83 (5) x .7934078 =		\$ 33828.39
(7) HORAS HOMBRE UTILIZADAS:		
\$ 42636.83 (5) x 0.650905E-02 x 1.30 =		\$ 4795.012
(8) COSTOS ESCALADOS A PRECIOS ACTUALES:		
\$ 42636.83 (5) + \$ 33828.39 (6) x 346.9	INDICE =	\$ 265257.9
(9) COSTO DE MANO DE OBRA:		
4795.012 HORAS-HOMBRE (7) x \$ 12 =		\$ 57540.15
(10) SOBRECOSTO:		
\$ 57540.15 (9) x 80% =		\$ 46032.12
(11) SUBTOTAL =		\$ 368830.1
(12) INGENIERIA:		
\$ 286086.2 (11) x 20% =		\$ 57217.24
(13) SUBTOTAL =		\$ 426047.4
(14) CONTINGENCIA:		
\$ 426047.4 (13) x 25% =		\$ 106511.9
(15) COSTO TOTAL INSTALADO =		\$ 532559.3

6.1.6.

COSTO INSTALADO DE UNA COLUMNA DE DESTILACION DE ACERO INOXIDABLE 364

L/G = 2.133

(1) INT=	25151.22	
(2) COSTO DE LA COBAZA:		
MATERIAL EVALUADO	\$ 31625.68 x 1.05 =	\$ 33206.95
ACERO AL CARBON	\$ 16680.05 x 1.05 =	\$ 17514.06
(3) COSTO DE LOS PLATOS:	\$ 4500 INSTALACION +	
MATERIAL EVALUADO	19.40681 x \$ 476.7601 c/u =	1,277954 =
		\$ 15824.13
ACERO AL CARBON	19.40681 x \$ 307.0436 c/u =	1,277954 =
		\$ 11614.99
COSTO DE INSTALACION DE LOS PLATOS:	19.40681 x \$ 65.57272 c/e =	
		\$ 1272.557
(5) COSTO TOTAL DE LA COLUMNA Y LOS PLATOS:		
MATERIAL EVALUADO =		\$ 50303.65
ACERO AL CARBON =		\$ 30401.61
(6) COSTO DE MATERIALES A GRAHEL:		
\$ 50303.65 (5) x .7861815 =		\$ 39547.8
(7) HORAS HOMBRE UTILIZADAS:		
\$ 50303.65 (5) x 8.46959E-02 x 1.30 =		\$ 5538.668
(8) COSTOS ESCALADOS A PRECIOS ACTUALES:		
\$ 50303.65 (5) + \$ 39547.8 (6) x 346.9	INDICE =	
		\$ 311694.6
(9) COSTO DE MANO DE OBRA:		
5538.668 HORAS-HOMBRE (7) x \$ 12 =		\$ 66464.01
(10) SOBRECOSTO:		
\$ 66464.01 (9) x 80% =		\$ 53171.21
(11) SUBTOTAL =		\$ 431329.9
(12) INGENIERIA:		
\$ 330441.1 (11) x 20% =		\$ 66088.23
(13) SUBTOTAL =		\$ 497418.1
(14) CONTINGENCIA:		
\$ 497418.1 (13) x 25% =		\$ 124354.5
(15) COSTO TOTAL INSTALADO =		\$ 621772.6

6.1.7.

COSTO INSTALADO DE UNA COLUMNA DE DESTILACION DE ACERO INOXIDABLE 316 L/G = 0.422

(1) DHT=	16765.34	
(2) COSTO DE LA COBRAZA:		
MATERIAL EVALUADO	\$ 31421.55 x 1.05=	\$ 32992.62
ACERO AL CARBON	\$ 12791.54 x 1.05=	\$ 13431.12
(3) COSTO DE LOS PLATOS: \$ 4000 INSTALACION +		
MATERIAL EVALUADO	19.40201 x \$ 574.5135 c/u x 1.27805 =	\$ 18246.06
ACERO AL CARBON	19.40201 x \$ 307.0436 c/u x 1.27805 =	\$ 11613.68
COSTO DE INSTALACION DE LOS PLATOS:	19.40201 x \$ 65.57272 c/u =	\$ 1272.242
(5) COSTO TOTAL DE LA COLUMNA Y LOS PLATOS:		
MATERIAL EVALUADO =		\$ 52510.92
ACERO AL CARBON =		\$ 26317.04
(6) COSTO DE MATERIALES A GRANEL:		
\$ 52510.92 (5) x .7252207 =		\$ 38082.01
(7) HORAS HOMBRE UTILIZADAS:		
\$ 52510.92 (5) x 7.026118E-02 x 1.30 =		\$ 4796.323

(8) COSTOS ESCALADOS A PRECIOS ACTUALES:		
\$ 52510.92 (5) + \$ 38082.01 (6) x 346.9	INDICE =	\$ 314266.9
(9) COSTO DE MANO DE OBRA:		
4796.323 HORAS-HOMBRE (7) x \$ 12 =		\$ 57555.87
(10) SOBRECOSTO:		
\$ 57555.87 (9) x 80% =		\$ 46044.7
(11) SUBTOTAL =		\$ 417867.4
(12) INGENIERIA:		
\$ 286045.1 (11) x 20% =		\$ 57209.02
(13) SUBTOTAL =		\$ 475076.5
(14) CONTINGENCIA:		
\$ 475076.5 (13) x 25% =		\$ 118769.1
(15) COSTO TOTAL INSTALADO =		\$ 593845.6

6.1.8.

COSTO INSTALADO DE UNA COLUMNA DE DESTILACION DE ACERO INOXIDABLE 316

L/G = 2.133

(1)	DIT=	25145.01	
(2)	COSTO DE LA CORAZA:		
	MATERIAL EVALUADO	\$ 41847.56 x 1.05=	\$ 43939.23
	ACERO AL CARBON	\$ 16677.35 x 1.05=	\$ 17511.22
(3)	COSTO DE LOS PLATOS:	\$ 4000 INSTALACION +	
	MATERIAL EVALUADO	19.40201 x \$ 574.5135 c/u x 1.27805 =	\$ 18246.06
	ACERO AL CARBON	19.40201 x \$ 307.0435 c/u x 1.27805 =	\$ 11613.68
	COSTO DE INSTALACION DE LOS PLATOS:	19.40201 x \$ 65.57272 c/u =	\$ 1272.242
(5)	COSTO TOTAL DE LA COLUMNA Y LOS PLATOS:		
	MATERIAL EVALUADO =	\$ 63458.23	
	ACERO AL CARBON =	\$ 30397.14	
(6)	COSTO DE MATERIALES A GRANEL:		
	\$ 63458.23 (5) x .7112173 =	\$ 45132.58	
(7)	HORAS HOMBRE UTILIZADAS:		
	\$ 63458.23 (5) x 6.716021E-02 x 1.30 =	\$ 5540.428	
(8)	COSTOS ESCALADOS A PRECIOS ACTUALES:		
	\$ 63458.23 (5) + \$ 45132.58 (6) x 346.9	INDICE =	\$ 376701.5
(9)	COSTO DE MANO DE OBRA:		
	5540.428 HORAS-HOMBRE (7) x \$ 12 =	\$ 66485.13	
(10)	SOBRECOSTO:		
	\$ 66485.13 (9) x 80% =	\$ 53188.11	
(11)	SUBTOTAL =	\$ 476374.8	
(12)	INGENIERIA:		
	\$ 30392.5 (11) x 20% =	\$ 6078.51	
(13)	SUBTOTAL =	\$ 562453.3	
(14)	CON INGENIERIA:		
	\$ 562453.3 (13) x 25% =	\$ 140613.3	
(15)	COSTO TOTAL INSTALADO =	\$ 703066.6	

6.2.1. Comparación de los resultados obtenidos de la estimación económica.-

Como puede observarse en la tabla anterior, los rubros que determinan y afectan en mayor grado el costo total del equipo son el costo de la coraza y el costo de los platos. En función de estos se fijan todos los restantes, es por ello que la estimación del precio de la columna dependerá principalmente del material de construcción, espesor de la coraza, número de platos y altura de la torraje.

Ahora bien, para un mismo material de construcción, la diferencia en precio será función del factor volumétrico (Diámetro x Altura x Espesor).

Para este ejemplo en particular y considerando el mismo material de construcción, la diferencia en costos de la columna y platos ya instalados no presenta una variación considerable para los dos casos evaluados - de relación líquido/vapor, ya que de acuerdo al diseño hidráulico, el diámetro de las dos columnas es el mismo y el espesor de la coraza considerado también lo es; por lo que la variación de costo está dada esencialmente por la diferencia de alturas y el mayor efecto radica en los costos adicionales a considerar.

En el caso de considerar materiales de construcción diferentes, existe una diferencia considerable de un material a otro y en este caso dependerá de los requerimientos de operación la elección del mismo y en consecuencia el aumento en el costo del equipo.

MATERIAL DE CONSTRUCCION	ACERO AL CARBON		ACERO INOXIDABLE 304		ACERO INOXIDABLE 316	
	L/G=0.422	L/G=2.133	L/G=0.422	L/G=2.133	L/G=0.422	L/G=2.133
NUMERO DE PLATOS = 19						
ALTURA DE LA COLUMNA (ft)	40	58	40	58	40	58
FACTOR VOLUMETRICO (in ³)	16,760	25,150	16,760	25,150	16,760	25,150
COSTO DE LA CORAZA (Dls)	13,430	17,510	25,540	33,200	33,000	43,940
COSTO DE LOS PLATOS (Dls)	11,610	11,610	15,820	15,820	18,250	18,250
COSTO TOTAL DE COLUMNA Y PLATOS INCLUYENDO INSTALACION (Dls)	25,320	30,400	42,640	50,300	52,510	63,460
COSTO DE MATERIAL A GRANUL (Dls)	26,320	30,400	33,830	39,550	38,080	45,130
COSTOS ESCALADOS A PRECIOS ACTUALES* (Dls)	182,600	210,900	265,300	311,700	314,300	376,700
COSTO DE MANO DE OBRA (Dls)	57,500	66,400	57,500	66,500	57,550	66,500
SOBRECOSTO (Dls)	46,000	51,100	46,000	53,200	46,000	53,200
INGENIERIA (Dls)	57,200	66,000	57,200	66,000	57,200	66,000
CONTINGENCIA (Dls)	85,800	99,100	106,000	124,000	119,000	140,000
COSTO TOTAL INSTALADO (Dls)	430,000	495,000	532,000	622,000	594,000	703,000

* Considera el costo total de la columna y platos incluyendo instalación más el costo del material a granel.

TABLA 6.1

ESTIMACION DE COSTOS DE LA COLUMNA DE DESTILACION PARA DIFERENTES

MATERIALES DE CONSTRUCCION.

Para el ejemplo considerado en este caso, la elección del equipo en base a su costo se encuentra en el siguiente orden:

	ALTURA	MATERIAL
COSTO ↑	58 ft.	Acero inoxidable 316
	58 ft.	Acero inoxidable 304
	40 ft.	Acero inoxidable 316
	40 ft.	Acero inoxidable 304
	58 ft.	Acero al carbón
	40 ft.	Acero al carbón

De aquí se deduce que si se requiere que el equipo sea de acero inoxidable deberá fabricarse la torre de menor altura para que el costo no se vea incrementado excesivamente sin necesidad.

6.2.2. Relación entre capacidad ; costo del equipo.-

El grado en que aumente de tamaño el equipo, su costo también se incrementa. Sin embargo, no existe una relación lineal entre la capacidad y el costo. Si el tamaño se duplica, el costo no se incrementará dos veces. Existen varias razones por las cuáles esto sucede de esta manera.

Primeramente, los costos del equipo no se incrementan linealmente con el tamaño, ya que la cantidad de metal empleado se encuentra relacionada en mayor grado al área que al volumen del recipiente. En segundo lugar, los costos de ingeniería, dibujo, orden de pedido y demás, no aumentan considerablemente con el tamaño. El costo de ordenar 5 ó 10 toneladas de acero es el mismo, el cálculo de las tensiones en la torre consume la misma cantidad de tiempo sin importar el tamaño.

Es por ello que tomando en cuenta los resultados de los cálculos económicos y los puntos antes mencionados es necesario evaluar la conveniencia de construir un equipo de capacidad mayor, ya que la diferencia económica no es considerable y las ventajas que proporciona el elegir este tamaño de equipo, como el enfrentarse a una expansión futura, por ejemplo, constituyen puntos importantes dentro de la elección, que finalmente queda sujeta a la decisión del ingeniero de proceso encargado.

(Referirse al punto 4.1.2.)

Si ésta se inclina hacia la consideración de una futura expansión, el ingeniero de proceso debe decidir si se debe dotar de capacidad extra al equipo en la etapa inicial de diseño. La ventaja de realizar esto es que resulta más económico el construir y operar unidades simples que dobles, además de que ocupan menos espacio. Una desventaja es que el costo inicial del equipo es mayor y si la expansión nunca se lleva a cabo la cantidad extra invertida no se recupera. Otra desventaja podría ser el que es de mayor dificultad el operarla y de mayor costo que una diseñada para operar a su capacidad total.

En general, cuando el equipo es tanto de difícil operación como de costo elevado, es deseable el especificar un sobrediseño capaz de manejar la expansión. Cuando se realice esto se deben ejecutar los cálculos necesarios para determinar si el equipo puede producir el resultado deseado tanto para las condiciones iniciales como para las de expansión. Si este no fuera el caso, el equipo debe ser dimensionado para las condiciones iniciales, entonces llegado el momento de expansión, puede ser adicionada otra unidad en serie ó en paralelo. Las previsiones necesarias para efectuar este tipo de expansión deben ser realizadas desde las etapas iniciales de diseño, de tal forma que se provea de un espacio adecuado para este equipo.

Las columnas de destilación, particularmente, son equipos costosos en

cualquier planta y de difícil control. Deben ser construidas inicialmente de un tamaño suficiente para alcanzar una expansión propuesta. Los rehervidores, condensadores y bombas, sin embargo, no necesitan ser diseñados para manejar más del flujo inicial; ya que el sistema auxiliar puede ser expandido colocando equipo similar en paralelo si la capacidad se incrementa.

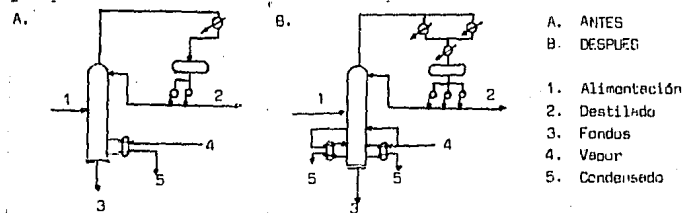


FIG. 6.1. UNIDADES AUXILIARES PARA UNA COLUMNA DE DESTILACION ANTES Y DESPUES DE UNA EXPANSION.

Para operar una columna de mayor tamaño a un flujo reducido probablemente no sea demasiado difícil si se especifica el uso de platos perforados, por ejemplo. La manera de operar esta columna en forma estable a flujos iniciales bajos es el bloquear parte de los platos, y que esto incrementa la velocidad del vapor a través de la zona de mezclado y asegura el contacto y la separación eficiente. Obviamente, esta obstrucción puede retirarse al momento de la expansión.

6.2.3. Selección del material.

Con el objeto de llevar a cabo la selección del material de construcción de la columna, el ingeniero responsable debe tener un cabal entendimiento de toda la información básica disponible. Este conocimiento del proceso puede entonces ser utilizado para seleccionar los materiales de construcción en una forma lógica.

Un breve bosquejo propuesto para el estudio de los materiales de construcción, mismo que se ha seguido, es el siguiente:

1. Selección preliminar.- Por medio de la experiencia, datos de fabricantes, literatura especializada, disponibilidad, aspectos de seguridad, pruebas preliminares de laboratorio.
2. Ensayos de laboratorio.- Reevaluación de los materiales aparentemente apropiados bajo condiciones de proceso.
3. Comparación económica de los materiales aparentemente apropiados.- Costo del material, costo de mantenimiento, vida probable, riesgo de exposición a condiciones extremas.
4. Selección final.

Al efectuar una comparación económica, generalmente surge el cuestionamiento de donde emplear revestimientos metálicos ó recubrimientos de --

costo elevado. Por ejemplo, una columna que requiere una superficie de acero de aleación rústica en contacto con el fluido de proceso, puede ser construida de la aleación mixta ó con un recubrimiento interno de la aleación sobre el material estructural de acero al carbón.

Como regla general, si existe un incentivo económico pequeño entre el tipo de material revestido y el material completamente homogéneo, la selección debería favorecer a este último, principalmente sobre la base de una mejor estabilidad mecánica.

6.2.3.1. Material de Construcción.-

Los materiales de construcción generalmente se encuentran regidos por la presencia de los productos químicos, las condiciones de operación y el uso final de los productos. El material de construcción estándar es el Acero al carbón, que usualmente es el metal más económico que pueda ser empleado en la fabricación de equipo.

Sin embargo, generalmente no se usa abajo de -50°F (-45.6°C) debido a la pérdida de ductibilidad y a la fuerza de impacto ni tampoco arriba de 950°F (510°C). Tampoco es adecuado para condiciones medianamente ácidas, ya que bajo estas condiciones la corrosión se acelera considerablemente.

Los platos de hierro colado son comunes, sin embargo, son muy pesados y requieren de cimientos fuertes y estructuras especiales para la columna. Aún más, son de gran espesor por lo que consecuentemente constituyen una pérdida en el área transversal de la columna. Los platos fabricados de metal laminado han superado estas desventajas, así como ser mucho más económicos.

En la actualidad casi todos los metales comunes y aleaciones han sido usados en la construcción de platos y columnas de destilación. El acero con bajo contenido de carbón es generalmente el estándar para servicio no corrosivo y temperatura ordinaria. Para la construcción de los platos perforados la mayoría de los metales y de las aleaciones comerciales pueden ser perforados convenientemente. En el servicio no-corrosivo, el empleo de láminas de acero inoxidable perforado es recomendado como un material seguro que resiste la erosión que provoca el aumento de diámetro en las perforaciones y la oxidación antes del arranque del equipo.

Las bajantes, derramaderos y soportes pueden fabricarse de acero al carbón si son apropiados para el tipo de material manejado.

6.2.4. Comparación de la estimación económica obtenida con un método alternativo de cálculo.-

Con la finalidad de mostrar la precisión de los resultados obtenidos por el método evaluado en la presente tesis, se llevó a cabo una comparación contra un método alternativo de costeo mismo que se presenta como -- único para la evaluación económica de torres de destilación en el título "Plant Design and economics for chemical engineers" de Max S. Peters y -- Klaus D. Timmerhaus (41) y cuyo procedimiento es el que a continuación se describe:

El costo de compra de una torre de platos puede dividirse en los siguientes componentes:

- 1) costo de la coraza, incluyendo cabezas, faldones, entradas-hembra y boquillas.
- 2) costo de los internos, incluyendo platos y accesorios, sonoras, etc.
- 3) costo de auxiliares, tales como plataformas, escaleras, -- barandas y aislamiento.

El costo de las corazas es frecuentemente estimado en base al peso. La figura 6.2 indica el costo aproximado de las corazas en base al peso. Este costo es solo para la coraza sin incluir platos ó conexiones.

El costo de los platos se obtiene mediante la figura 6.3 para instalaciones convencionales.

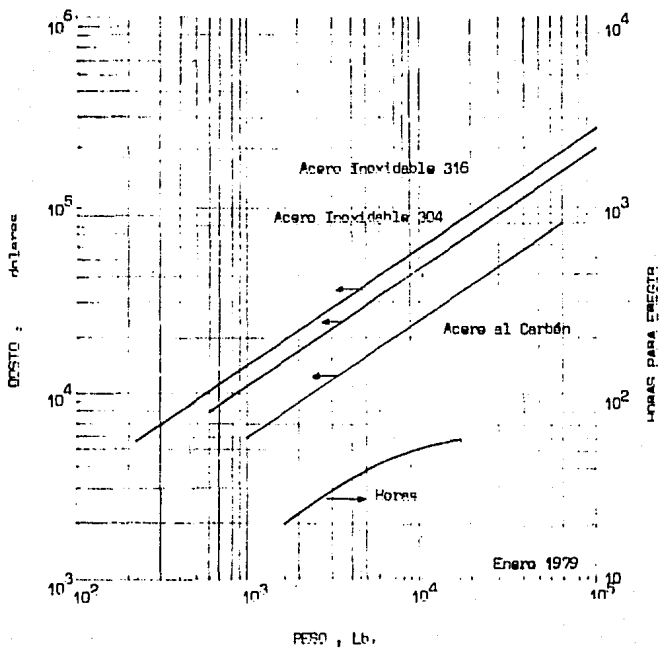


FIGURA 6.2 Costo de fabricación y tiempo de instalación de columnas de destilación.

* Los costos son para la coraza con dos cabezas sin platos ni conexiones.

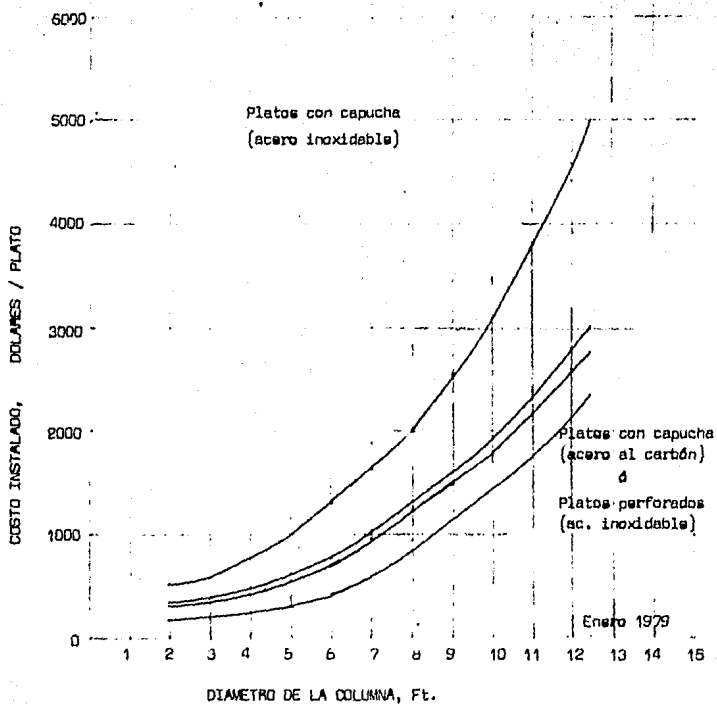


FIGURA 6.3 Costo de los platos en las columnas de destilación.

* El precio incluye bajantes, derramaderos y partes estructurales en acero.

La tabla 6.2 presenta los datos que pueden ser usados para estimar el costo de los elementos auxiliares en una torre tales como escalerillas, plataformas y barandales.

ARTICULO	COSTO (Ene. '79)	CANTIDAD PARA UNA TORRE CONVENCIONAL	
		30 lb/ft de altura	
Escalerilla	\$ 0.43 / lb.		
Plataformas y barandales	0.43 / lb.	D _{Torre} (ft.)	Peso (lb.)
		4	1700
		6	2300
		8	2800
		10	3300

TABLA 6.2 COSTO DE ELEMENTOS AUXILIARES.

Aplicando el método anteriormente descrito, el costo de la torre - (ver 6.1.3.) para una relación L/G = 0.422 en acero al carbón con una altura de 40 ft., es el que a continuación se expone:

$$\text{Peso total de la coraza} = (6) \left(\frac{1}{2}\right) (3.14) (40) (490) = 15,386 \text{ lb.}$$

$$\text{Costo de la coraza (Fig. 6.2)} = 28,000 \text{ dolares}$$

$$\text{Costo instalado de los platos} = (19) (750) = 14,250 \text{ "}$$

(Fig. 6.3)

$$\text{Costo de los auxiliares (Tabla 6.2)} = 1,500 \text{ "}$$

$$\text{Costo total estimado de la torre} = 43,750 \text{ dolares}$$

** para Ene. 1979

Costo escalado a precios actuales = 62,200

* para Enero 1986

Indice (Chemical Engineering para equipos manufacturados) - 246.9

Este mismo procedimiento se siguió para realizar la evaluación de las demás alternativas de diseño expuestas en el presente trabajo.

Los resultados obtenidos se expresan en la siguiente tabla.

MATERIAL DE CONSTRUCCION	ACERO AL CARBON		ACERO INOXIDABLE 304		ACERO INOXIDABLE 316	
DENSIDAD (lb/ft ³)	490		501		501	
NUMERO DE PLATOS = 19	L/G=0.422	1/G=2.133	L/G=0.422	1/G=2.133	L/G=0.422	1/G=2.133
ALTURA DE LA COLUMNA (ft)	40	58	40	58	40	58
FACTOR VOLUMETRICO (1a)	16,760	25,150	25,540	33,200	33,000	41,940
PESO DE LA COLUMNA (1b)	15,386	22,310	15,731	22,810	15,731	22,810
COSTO DE LA CORAZA (D1a.)	28,000	36,000	55,000	74,000	67,000	91,000
COSTO DE LOS PLATOS (D1a.)	14,250	14,250	49,000	49,000	74,100	74,100
COSTO DE LOS AUXILIARES (D1c)	1,500	1,740	1,500	1,740	1,500	1,740
COSTO TOTAL DE LA COLUMNA (Enero '79)	43,750	51,990	105,500	124,740	142,600	166,840
COSTO ESCALADO A PRECIOS ACTUALES (Enero 1986)	62,200	73,815	149,991	177,300	202,737	237,200

TABLA 6.3

ESTIMACION DE COSTOS DE LA COLUMNA DE DESTILACION EMPLEANDO UN
UN METODO ALTERNATIVO.

6.2.5. Relación entre las estimaciones de costos a partir de distintas fuentes.-

Adicionalmente al método alternativo analizado en el punto anterior, se solicitó al Instituto Mexicano del Petróleo que realizara una evaluación económica de las diferentes opciones de diseño (dimensiones y material de construcción) consideradas en este trabajo, obteniéndose información de costos apegada a métodos utilizados en la práctica profesional

A continuación se presenta la tabla (6.3) que incluye los costos estimados a partir de las diferentes fuentes citadas con anterioridad y que son:

- 1) Método desarrollado en la presente tesis, basado en la publicación de J.B. Miller y W. A. Kanella (37).
- 2) Método alternativo de cálculo; método presentado por M. R. Peters y K. D. Timmerhaus (41) como rápido y relativamente confiable.
- 3) Información obtenida del Instituto Mexicano del Petróleo.

FUENTE	ACERO AL CARBON		ACERO INOXIDABLE 304		ACERO INOXIDABLE 316	
	40	58	40	58	40	58
Altura de la columna, ft.						
METODO DESARROLLADO (6.2.)** (dolares)	91,300	105,460	147,920	174,490	182,160	220,140
METODO ALTERNATIVO (6.2.4.) (dolares)	62,200	73,915	149,991	177,300	202,737	237,200
INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO (dolares)	81,840	100,360	181,710	221,660	203,930	248,330

TABLA 6.3 COMPARACION DE COSTOS OBTENIDOS DE DIFERENTES FUENTES

** Valores tomados de la tabla 6.4, sin considerar el costo de material a granel para fines de comparación.

Considerando los datos proporcionados por el Instituto Mexicano del Petróleo como base de comparación, con respecto a los métodos presentados, se obtiene como resultado por el método 1) una variación promedio de $\pm 15\%$ y por el método 2) de $\pm 20\%$.

Lo anteriormente expuesto demuestra que el método propuesto en el presente trabajo es confiable, mostrando los valores obtenidos bastante similitud con los datos resultantes de un método aplicado en la práctica normal.

En base a los resultados presentados en la tabla anterior y con respecto al método alternativo considerado, resulta más conveniente la aplicación del procedimiento de evaluación de coste desarrollado en la tesis.

Este procedimiento como se puede apreciar por los resultados proporcionados es un estimado razonablemente preciso. En comparación con otros, es un método bien estructurado que toma en consideración factores de gran importancia como trabajo en planta, material a granel, gastos generales, ingeniería y contingencias, sin necesidad de recurrir a diseños civiles, mecánicos y eléctricos previos, haciéndolo así de mayor acceso.

Por otro lado, cabe mencionar que mediante este procedimiento se obtiene la evaluación económica de una columna de destilación que se encuentra instrumentada, conectada con el siguiente elemento del equipo, aislada y lista para iniciar su operación.

B I B L I O G R A F I A

1. American Institute of Chemical Engineers Research Committee, "Tray Efficiencies in Distillation Columns", Final Report, University of Delaware, Dec. 1, 1958.
2. American Institute of Chemical Engineers Research Committee: Final Report, University of Michigan, Ann Arbor, Mich., Mar 1, 1960.
3. A.S.M.E., "Pressure Vessel and Piping Design: Collected Papers", 1960.
4. Arnold, J. H. and Chilton, C.H., "New Index Shows Plant Cost Trends", Chem. Eng., Feb. 18, 1963 pag. 143.
5. Bach, N. G., "More Accurate Cost Estimates", Chem. Eng., Sept 22, 1958 pag. 155.
6. Bolles, W. L., Petrol. Refiner, 25,613 (1946).
7. Bolles, W. L., Petrol Processing, 11 (2) 64; 11 (3) 82; 11 (4) 72; - 11 (5), 109 (1956).
8. Brown, G. G., Souders, M. and Nyland, H. V., "Fundamental Design of - Fractionating Columns for Complex Mixtures", Industrial and Engineering Chemistry; 24: 522 (1932).
9. Chilton, C. H., "Cost Data Correlated", Chem. Eng., June 1949, pag. 95.
10. Colburn, A. P., Trans. A. I. Ch. E., 37: 805 (1941).
11. Cope, J. Q. and Lewis, W. K., "Graphic Method of Computation for Rectifying Complex Hydrocarbon Mixtures", Industrial and Engineering Chemistry, 24: 498 (1932).
12. Depriester, Chem. Eng. Progr., Symp. Ser., 49 (7), 1 (1953).
13. Economopoulos, A. P., "A fast Computer Method for Distillation Calculations", Chem. Eng., 85 (10): 91 (1978). "Computer Design of Sieve -- Trays", 85 (27): 109 (1978).
14. Eduljee, H. E., "Equations replace Gilliland Plot", Hydrocarbon Processing; 54 (9): 120 (1975).
15. Enyedy, G., "A Computer based cost Estimation Service", P.D.Q.\$., Inc., Gates Mills, Ohio, 1979.
16. Fair, J. R., Petro. Chem. Eng., 33 (10), 45 (1961).

17. Fenske, M. R., Ind. and Eng. Chem., 24: 482 (1932).
18. Foss, A. S. and Gerster, J.A., Chem. Eng. Progr., 52, 28 (1956).
19. Frank, O., "Shortcuts for Distillation Design", Chem. Eng., 84 (6); 11 (1977).
20. Gentry, J. W., "An Improved Method for Numerical Solution of Distillation Processes", Ch. J. Chem. Eng., 40 (4); 451 (1970).
21. Gilliland, E. R., "Estimation of the Number of Theoretical Plates as a - Function of the Reflux Ratio", Industrial and Engineering Chemistry., -- 32 : 1220 (1940).
22. Gilliland, E. R., and Reed, C. E., Ind. Eng. Chem., 34 : 551 (1942).
23. Granger Brown G., Souder's M. Jr. and Nyland V. H., Ind. and Eng. Chem., "Fundamental Design of Fractionation Columns for Complex Mixtures", vol. 24, No. 5 pag. 522.
24. Guthrie, K. W., "Capital Cost Estimating", Chem. Eng., 76 : 114 (Mar. 24, 1969), pag. 114-142.
25. Guthrie, K. W., "Process plan Estimation, Evaluation and Control", Craftsman Book Co. of America, Solana Beach, Calif., 1974.
26. Hanson, Duffin and Somerville, "Computation of Multistage Separation Processes", Reinhold Publishing Corp., New York, 1962.
27. Holland, C. D., "Multicomponent Distillation", Prentice-Hall Inc., Englewood Cliffs, N. J., 1963.
28. Hughmark, G. A. and O'Connell, H. E., Chem. Eng. Progr., 53, 127 (1957).
29. King, C. J., "Separation Processes", Tata Mc-Graw Hill Publishing Company, Ltd., New Delhi, 1974.
30. King, C. J., "Separation Processes", 2nd. ed., Mac. Grew Hill, New York, 1980.
31. Lang, H. J., "Simplified Approach to Preliminary Cost Estimates ", Chem. Eng., June, 1948 p. 112.
32. Leibson, I., Kelley, R. E. and Sullington, L. A., Petrol Refiner, 36 (2) 127 (Feb., 1957); 36 (3), 260 (1957).

33. Lewis, W. K. and Matheson, G. L., "Design of Rectifying Columns for Natural and Refinery Gasoline", Ind. and Eng. Chem., 24: 494 (1932).
34. Lyster, W. N., Sullivan, S. F. Jr., Billingsley, D. S. and Holland, C. D., - Petrol. Refiner, 38 (6), 221 (1959); 38 (7), 151 (1959); 38 (10), 139 (1959).
35. Martin, H. Z. and Brown, G. G., Trans. A. I. Ch. E., 35: 679 (1939).
36. McCabe, W. L. and Smith, J. C., "Unit Operations of Chemical Engineering", 2a. ed., Mc. Graw-Hill Book Company, Inc., New York, 1967.
38. Miller, J. S. and Kappela, W.A., "Installed Cost of a Distillation Column", Chem. Eng., 84 (8): 129 (1977).
39. Mills, H. E., "Costs of Process Equipment", Chem. Eng., 71: 133 (Mar. 16, 1964).
40. Mulet, A., Corripio, A. B. and Evans, L. B., "Estimate Costs of Distillation and Absorption Towers Via Correlations", Chem. Eng., 88: 77 (1981).
41. Peters, M. S. and Timmerhaus, K. D., "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", 3a. ed., Mc. Graw-Hill International Book Company, Inc., New York, 1980.
42. Perry, R. E. and Chilton, C. E., "Chemical Engineers Handbook", 5a. ed., - Mc. Graw-Hill Book Company, Inc., New York, 1973.
43. Pikulik, A. and Diaz, H. E., "Cost Estimating for Major Process Equipment", Chem. Eng., Oct. 10 (1977), 84 (21): 107 (1977).
44. Popper, "Modern Cost Engineering Techniques", Mc. Graw-Hill Book Company, Inc., New York, 1970.
45. Reid, C. F., Prausnitz, J. M. and Sherwood, T. K., "The Properties of Gases and Liquids", 3a. ed., Mc. Graw-Hill Book Company, Inc., New York, - 1977.
46. Smith, B. D., "Design of Equilibrium Stage Processes", Mc. Graw-Hill Book Company, Inc., New York, 1963.
47. Smith, J. D., "Unit Operation of Chemical Engineering".
48. Somerville, R. F., "New Method Gives Quick Accurate Estimate of Distillation Costs", Chem. Eng., 79 (9): 71 (1972).
49. Stallworthy, E. A.

49. Stallworthy, E. A., "Cost Inflation -The Effect of Time-", Proc. Econ. Int., 1 (2): 29 (Dec. 1979, Jan. 1980).
50. Stevens, R. W., "Equipment Cost Indexes for Process Industries", Chem. Eng., Nov. 1947, p. 124.
51. Stragio, V. A. and Treybal R. E., "Feflux- Stage RELations for Distillation", I. and E. C. Process Des. and Dev., 13 (3): 279 (1974).
52. Thiele, E. W. and Geddes, R. L., "Computation of Distillation Apparatus for Hydrocarbon Mixtures", Ind. and Eng. Chem., 25: 289 (1933).
53. Thorsen, D. R., "The seven-year Surge in C. E. Cost Indexes", Chem. Eng., Nov. 13, 1972, pag. 168.
54. Treybal, R. E., "Operaciones de Transferencia de Masa", 2a. ed., Libros Mc. Graw-Hill de México, S. A., México, 1980.
55. Underwood, A. J. V., J. Inst. Petrol., 31, 11 (1945); 32, 598 (1946) ; 32 614 (1945).
56. Underwood, A. J. V., Chem. Eng. Progr., 44, 603 (1948).
57. Valle Riestra, J. F., "Project Evaluation in the Chemical Process Industries", Mc.Graw-Hill, 1983.
58. Van Winkle, M., "Distillation", Mc. Graw-Hill Book Company, Inc., New York, 1967.
59. Van Winkle, M. and Todd W. G., "Optimum Fractionation Design by Simple Graphical Methods", Chem. Eng., 76 : 136 (Sept. 20, 1971).
60. Van Winkle, M. and Todd, W. G., "Minimizing Distillation Costs Via Graphical Techniques", Chem. Eng., 79 (5), 105 (1972).
61. Woods, D. F., "Financial Decision Making in the Process Industry", Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N. J., 1975.