

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

Estimación de Costos en Torres de Destilación

438

T E S I S

Que para obtener el título de :

INGENIERO QUIMICO

p r e s e n t a :

JUAN CARLOS TENORIO FERNANDEZ



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

CLAS. 7511 ~~7511~~
ADQ. _____
FECHA. 197E
PROC. _____
N.º 412



QUÍMICA

A mis abuelos maternos

Sra. Marina Fernández Medina

Sr. J. Guadalupe Fernández García

A mis Padres y Hermanos

A mis Compañeros y Maestros

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SEGUN EL TEMA.

Presidente	I.Q. EDUARDO ROJO Y DE REGIL.
Vocal	I.Q. JORGE SPAMER GARCIA CONDE.
Secretario	I.Q. GUILLERMO CARSOLIO PACHECO.
1er. Suplente	I.Q. ROBERTO ANDRADE CRUZ.
2o. Suplente	I.Q. JOSE FCO. GUERRA RECASENS.

Sitio donde se desarrollo el tema:

BIBLIOTECA DE LA FACULTAD DE QUIMICA DE LA U. N. A. M.

BIBLIOTECA DE PEMEX.

Sustentante:

JUAN CARLOS TENORIO FERNANDEZ.

Asesor del Tema:

I.Q. GUILLERMO CARSOLIO PACHECO.

I N D I C E .

I. GENERALIDADES.

1. Destilación operación unitaria.
2. Historia.
3. Objetivo de la tesis.
 - 3.1. Forma de desarrollo del tema.

II. PRINCIPIOS GENERALES DE LA OPERACION UNITARIA DESTILACION.

1. Procesos importantes.
 - 1.1. Refinación del petróleo.
 - 1.2. Cloruro de etilo.
 - 1.3. Metanol.
2. Operaciones de destilación.
 - 2.1. Destilaciones continuas de un sólo paso.
 - 2.2. Destilación continua con varias etapas o destilación fraccionada.
 - 2.3. Destilación intermitente de un sólo paso.
3. Equilibrio.
 - 3.1. Definición de equilibrio.
 - 3.2. Reglas y leyes que describen el equilibrio.
 - 3.2.1. Reglas de las fases de Gibbs.
 - 3.2.2. Mezclas ideales.
 - 3.2.3. Volatilidad relativa.
 - 3.2.4. Mezclas de gases no ideales.
 - 3.2.5. Mezclas de líquidos no ideales.
 - 3.2.6. Diagramas de fases.
 - 3.2.7. Efecto de la presión en el equilibrio de fases.
 - 3.2.8. Equilibrio vapor-líquido. Sistemas Binarios.
 - 3.2.9. Líquidos y vapores no ideales.

III. EQUIPO UTILIZADO EN EL PROCESO DE DESTILACION.

1. Platos de destilación.
 - 1.1. Platos de flujo transversal.
 - 1.2. Platos de tipo regadera.
 - 1.3. Comparación entre platos.
 - 1.4. Otros componentes de los platos.
 - 1.4.1. Ductos de bajada.
 - 1.4.2. Cejas de salida.
 - 1.4.3. Cejas de entrada.
 - 1.4.4. Baffles redistribuidores.

1.4.5. Baffles antiespumantes.

1.5. Empaques.

1.5.1. Empaques de uso general.

1.5.2. Empaques de alta eficiencia.

1.5.3. Materiales de construcción.

1.5.4. Rejas de distribución.

1.5.5. Planos de fijación.

1.5.6. Redistribuidores.

IV. VARIABLES INVOLUCRADAS EN EL COSTO DE LA TORRE.

1. Cálculo del diámetro en torres de platos.

2. Cálculo del diámetro en torres empacadas.

3. Cálculo del número de bandejas. (método McCabe y - Thiele).

3.1. Optima relación de reflujo.

4. Espaciado entre bandejas.

5. Altura equivalente a un plato teórico.

6. Destilación de multicomponentes.

6.1. Métodos cortos.

6.1.1. Cálculo del reflujo mismo.

6.1.2. Cálculo del número de platos teórico.

7. Espesor de cascarón.

8. Espesor de tapas.

9. Cálculo del peso de la torre y de su costo.

V. COSTOS.

1. Estimación de costos en Ingeniería Química.

1.1. En que consiste la estimación de costos.

1.2. Forma de efectuar la estimación de costos.

1.3. Tipos de estimados y grados de aproximación.

2. Acero inoxidable.

2.1. Tipos de acero que se utiliza en equipo químico.

2.2. Composición química de los aceros mencionados.

2.3. Propiedades y aplicaciones.

2.4. Resistencia a la corrosión de algunos aceros.

2.5. Propiedades mecánicas.

3. Acero al carbón.

VI CONCLUSIONES

BIBLIOGRAFIA.

I. GENERALIDADES.

1.- Destilación, Operación Unitaria.-

Los procesos químicos pueden consistir de una secuencia de pasos que pueden variar ampliamente, y los principios de los cuales son independientes del material que se procesa, o bien de otras características del sistema particular. En el diseño de un proceso, cada paso que se va a utilizar, puede estudiarse individualmente. Algunos de los pasos son reacciones químicas en tanto, que otros son cambios físicos. La versatilidad de la Ingeniería Química, conduce en la práctica al desdoblamiento de un proceso complejo en pasos físicos individuales llamados Operaciones Unitarias, así como también en reacciones químicas.

El Ingeniero Químico utiliza las Operaciones unitarias para la obtención de satisfactores, por lo tanto uno de los objetivos principales de las Operaciones Unitarias, es el realizar y satisfacer las necesidades humanas. La realización de estos deseos humanos, tienen un límite en las leyes de la naturaleza y requiere de un lugar físico, el cual, está limitado por el equipo; además, las leyes de la naturaleza exigen mantener algunas variables controladas dentro de ciertos límites.

La destilación es una operación unitaria y una forma-

sencilla de definirla es: Separación de dos o más líquidos que forman una mezcla por medio de las leyes de la naturaleza que rigen esta separación y son: El equilibrio líquido-vapor y las leyes de transferencia de masa, calor y momentum.

2.- Historia.-

La destilación es la Operación Unitaria de mayor importancia en la industria química y la más importante técnica de separación en el laboratorio de investigación; y esto no sólo es de ahora, ya que indudablemente el procedimiento fundamental de la alquimia fue la destilación.

La operación de destilación es conocida desde el año 200 A. C., época en que Alejandro de Afrodisias escribió acerca de " vapores que se transforman en líquidos ".

Los arabes desarrollaron los aparatos de destilación y una gran parte de la nomenclatura moderna se deriva del lenguaje utilizado por ellos.

El desarrollo de esta operación fue impulsado en gran forma por la separación de alcohol metílico y la fabricación de licores. El primero en destilar productos de fermentación fue Salernus en el siglo XII.

En 1832, Aneas Coffgy, diseñó un aparato de destila--

ción, que tiene muchas de las características de los equipos empleados actualmente.

La destilación como un arte para separar materiales valiosos de una mezcla nació en la antigüedad y se desarrolló con gran velocidad a mediados del siglo XIX, cuando surgió la necesidad de separar mezclas de petróleo.

El equipo de destilación de las primeras refinerías, era bastante simple, estaba formado por un tanque cilíndrico de 15 pies de diámetro y 40 de alto, montados horizontalmente y que podían ser calentados por fuego directo. El condensador estaba formado por un serpentín sumergido en un tanque de agua. Este equipo era operado en forma intermitente, separando primero los compuestos más ligeros y -- más tarde, se colocaron una serie de estos tanques con lo cual se pudo operar en forma continua.

3.- Objetivo de la Tesis.-

El presente trabajo está dirigido fundamentalmente a la estimación de costos de la construcción de torres de -- destilación en México. Dado que estos recipientes separan -- fluídos en cantidades apreciables, un conocimiento de su -- costo es de interés en diversos aspectos. Por ejemplo: la -- determinación de inversión de un cierto proyecto.

La trascendencia de esas decisiones se puede medir en

base de que la información generada puede llevar a abandonar un proyecto aparentemente poco atractivo por una alta-inversión que reduce su rentabilidad, o bien ir adelante - en base de una rentabilidad esperada que es ficticia y que se ve reducida en la realidad después de construída la torre, como resultado de un aumento considerable en la inversión real.

La idea básica al desarrollar el presente trabajo, ha sido obtener resultados de tipo preliminar en una suficientemente rápida y exacta.

El método de resolución consiste en el cálculo del peso de material del equipo (en el caso de torres empacadas se aumentará el costo de los empaques que ocupan el volumen equivalente a los platos teóricos.) aumentándose un porcentaje por accesorios y uno más por estructuración.

El porcentaje aquí aumentado por estructuración es un dato práctico investigado en firmas de ingeniería.

3.1. Forma de desarrollo del tema.

En el capítulo I, se analiza la destilación como operación unitaria, se anota la importancia de las operaciones unitarias para la proporción de satisfactores; se visualiza su desarrollo histórico a grandes rasgos.

En el capítulo II, se muestran tres procesos importantes donde la operación unitaria destilación, juega un importante papel, en los procesos mostrados se anota la refinación del petróleo y dos importantes procesos de petroquímica primaria. Se visualiza brevemente los diferentes tipos de destilación y se explica de manera superficial la importancia del equilibrio químico.

En el capítulo III, se nombran las diferentes partes que integran una torre de destilación.

En el capítulo IV, se analizan cada una de las variables que intervienen para el cálculo del peso de la torre, como es: diámetro, altura, número de platos calibre de material en las diferentes partes y finalmente, se muestran -- las fórmulas finales para cálculo del peso de las diferentes partes de la torre (necesarias para este estudio preliminar.).

Se obtienen las fórmulas de costo de la torre, incluyendo un porcentaje por estructuración.

En el capítulo V, finalmente se explica en que consiste la estimación de costos, la forma de efectuar los tipos de estimados además de los grados de aproximación.

Se muestran los materiales de construcción de la torre y algunas características.

II.- PRINCIPIOS GENERALES DE LA OPERACION UNITARIA DESTILACION.

1.- Algunos procesos importantes en los que se aplica la operación.

Tomando en cuenta la importancia de la operación unitaria destilación en la industria petrolera y a la importancia que tiene el petróleo en la época en que vivimos y la creciente demanda de los productos derivados del mismo, además del gran impulso que Petróleos Mexicanos y la iniciativa privada les están dando, se ejemplifica con tres procesos importantes en los que se utilizan torres de destilación.

1.1. Refinación del Petróleo.

En la figura No. 1, se muestra en forma esquemática, las operaciones básicas que se realizan en la refinación del petróleo.

A continuación se describen algunas de estas operaciones:

La primera operación en casi todas las refinerías, es la destilación primaria del crudo. Este fraccionamiento del crudo, puede realizarse en una sola columna con varias extracciones laterales, o en una serie de torres de frac-

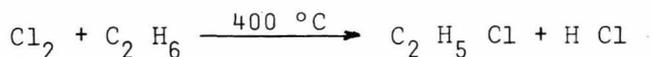
cionamiento, cada una de las cuales elabora productos sucesivamente más densos. El residuo del producto crudo que sale del fondo de la torre, se carga en una columna de Destilación al vacío, o en el serpentín de una unidad de craqueo suave para romper la viscosidad.

El proceso de craqueo de la gasolina pesada, consiste en el rompimiento de cadenas de peso molecular elevado, para convertirlas en productos más volátiles y con un número de octano más alto.

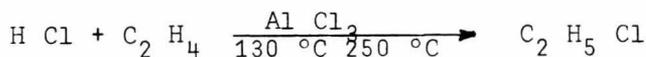
1.2. Cloruro de etilo.-

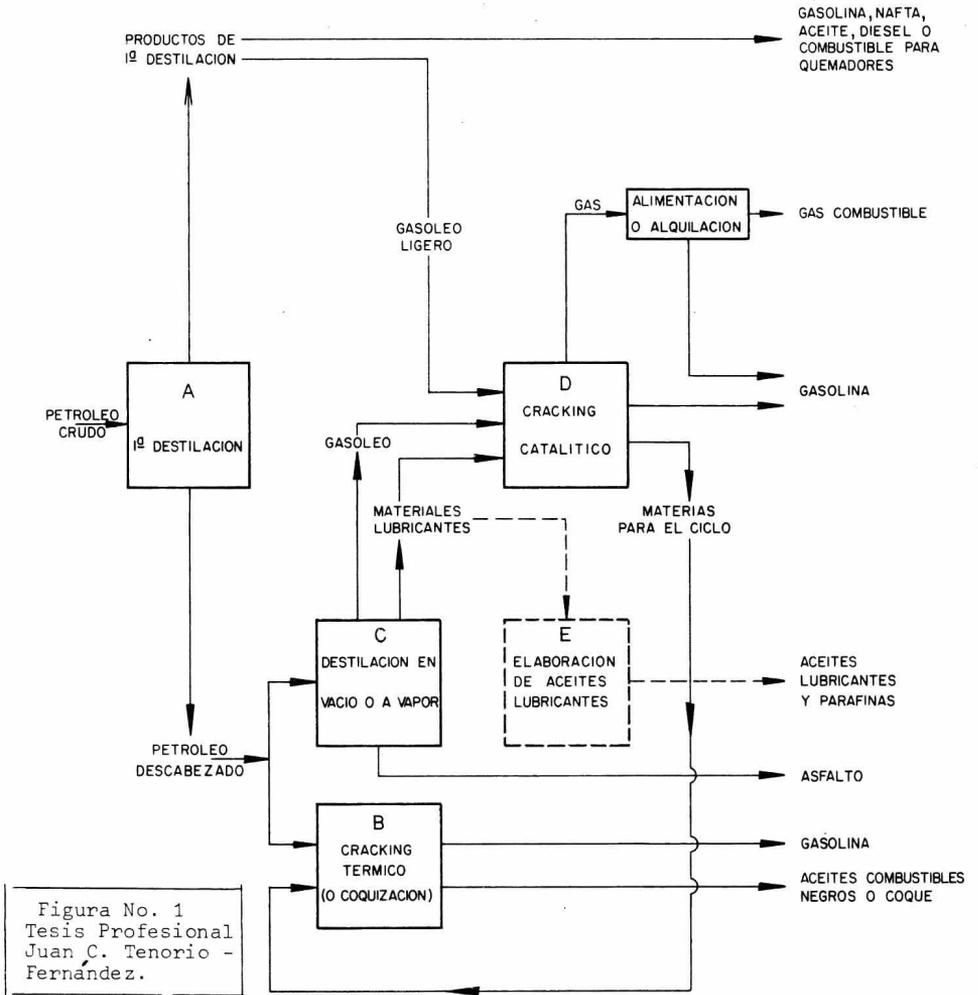
El proceso es una combinación de la clorinación sustitutiva del etano y de la hidroclicación del etileno.

El etano y el gas de recirculación precalentados, se introducen en el reactor junto con el cloro en forma de vapor.



Como la primera reacción es exotérmica, el producto se enfría y se envía a la primera columna, separadora. El destilado se mezcla con etileno, se comprime y se envía al segundo reactor.





Como la temperatura es el factor decisivo en la hidroc_lorinación del etileno, ésta se controla por medio del aceite de enfriamiento.

La corriente se enfría y se envía a la segunda columna, recirculándose el destilado.

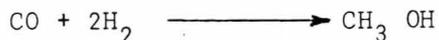
El producto final se purifica dependiendo de los usos que se les vaya a dar.

Las principales aplicaciones son: en la fabricación del " Fluído Etilico " o tetraetilo de plomo, de la etilcelulosa, etilamina, como líquido refrigerante o como alquilante.

Diagrama del proceso en la figura No. 2, anexa en la página No. 10.

1.3. Metanol.

La síntesis del metanol, obedece a las reacciones:



Se refiere a la primera reacción por el bajo consumo de hidrógeno.

El gas de síntesis se comprime a 385 Kg/cm^2 , en un com

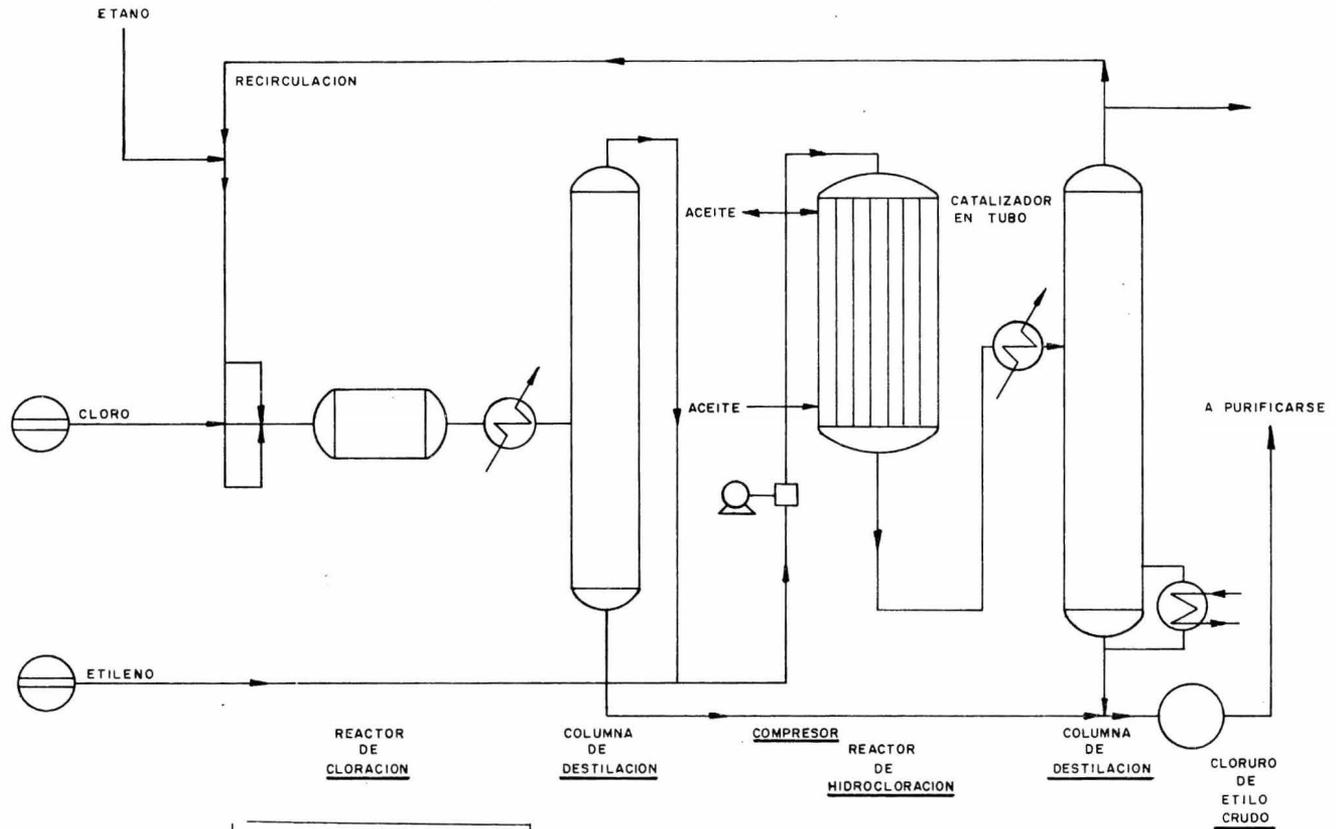


Figura No. 2
Tesis Profesional
Juan C. Tenorio -
Fernández.

CLORURO DE ETILO

presor múltiple, el gas comprimido pasa por una trampa de aceite y luego entra al convertidor, el cuál está lleno de catalizador (óxido metálico) y tiene en su parte inferior un cambiador de calor en el que se precalientan los gases de entrada.

La corriente de salida se enfría y se pasa a un separador donde se condensa el metanol, los gases no condensables se comprimen y se juntan con la corriente a la entrada de la trampa de aceite.

El metanol se pasa a presión atmosférica y se destila en dos torres, una fraccionadora y otra rectificadora.

Diagrama del proceso en la figura No. 3, anexa en la siguiente página.

* 2.- Operaciones de Destilación.-

Las operaciones de destilación se llevan a cabo en enormes columnas cilíndricas de 12 o más metros de diámetro y que tienen 60 metros o más en el aire entre las múltiples diferencias entre las operaciones, la más significativa es la distinción entre operaciones continuas o intermitentes. La mayor parte de las operaciones comerciales son continuas, mientras que las operaciones intermitentes predominan en el laboratorio.

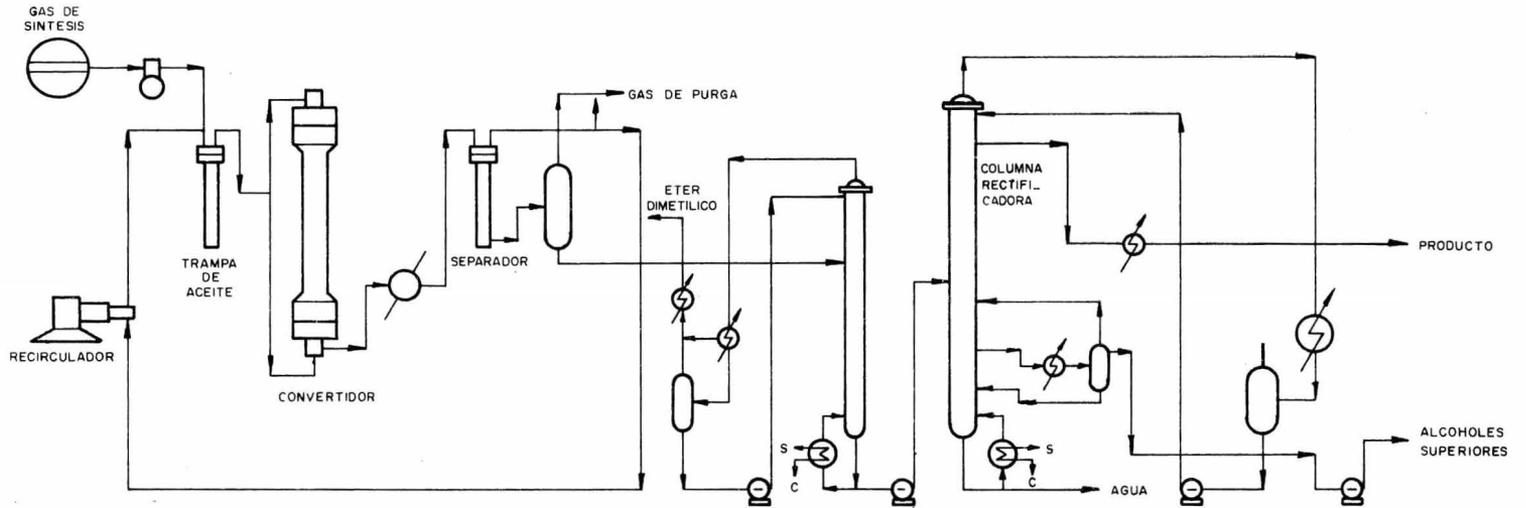


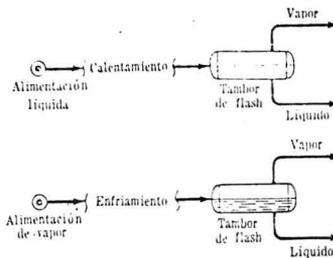
Figura No. 3
Tesis Profesional
Juan C. Tenorio -
Fernández.

DIAGRAMA DEL PROCESO DEL METANOL

* 2.1. Destilaciones continuas de un solo Paso (Destilación simple).

Es la más sencilla de las operaciones continuas, como se indica en la figura, una carga líquida se vaporiza parcialmente en una operación continua de una sola etapa. El vapor se separa del líquido remanente en un recipiente cilíndrico llamado " tambor de flash ". De una manera similar, una alimentación de vapor, se puede condensar parcialmente separandose el líquido del vapor remanente. (Ya que la separación es precaria.) Esta operación casi nunca se usa como sistema de separación primaria.

Figura No. 4
Tesis Profesional
Juan C. Tenorio -
Fernández



Destilaciones continuas de un sólo paso.

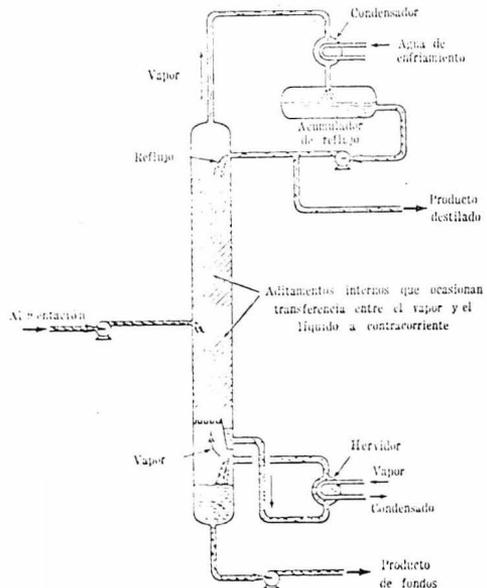
* 2.2. Destilación Continua con varias etapas o destilación fraccionada.

Como aparece en la siguiente figura , las operaciones

en varias etapas, se llevan a cabo en columnas cilíndricas o torres, a través de las cuales pasan vapores y líquidos a contracorriente entre varios aditamentos internos que -- promueven transferencia de masa entre las dos corrientes. -- Dependiendo de las circunstancias, la alimentación se puede introducir por cualquier punto de la columna. Los productos se retiran por la parte superior (como vapores). -- Del fondo (como líquido) y a veces también de puntos intermedios. En el caso más usual, la mayor parte del calor de vaporización es suministrado, sacando una parte del líquido de fondos, vaporizándolo parcialmente en un "hervidor" y haciéndolo regresar al fondo de la columna. Los vapores retirados de la parte superior de la columna, generalmente se condensan y una fracción del condensado se reinyecta como "reflujo".

Diagrama esquemático de una destilación - continua con varias etapas.

Figura No. 5
Tesis Profesional
Juan C. Tenorio -
Fernández



* 2.3. Destilación Intermitente de un Solo Paso.

En las destilaciones intermitentes de un solo paso, - se aumenta carga a un recipiente cilíndrico, un "alambique" que entonces se calienta. Los vapores se retiran del alambique conforme se van formando. Generalmente los vapores - obtenidos se condensan y el condensado puede dividirse en tantas fracciones sucesivas como se desee, separando el material obtenido en períodos sucesivos.

Destilaciones intermitentes con varias etapas. Como - en el caso de las operaciones continuas, la finura de la - separación en una destilación intermitente, se puede aumentar, separando por etapas por interposición de una columna entre el alambique y el condensador y retornando parte del condensado como reflujo a la columna donde pasa a contracorriente entre los vapores que ascienden.

Cuando una columna de destilación intermitente contiene suficientes etapas de equilibrio y se usa el reflujo necesario, es posible separar una alimentación dada casi totalmente en los productos que la forman.

3. Equilibrio.-

3.1. Definición de Equilibrio.-

Se dice que un sistema está en Equilibrio, cuando se-

encuentra en un estado tal, que no puede experimentar por sí mismo cambios espontáneos. Esta condición se da siempre y cuando no existan fuerzas o potenciales similares, pero de sentido opuesto.

El equilibrio no implica necesariamente, la ausencia de potenciales, sino que éstos estén equilibrados.

En todo cambio que sufre un sistema, se produce energía; si el cambio es espontáneo, el sistema tenderá a un estado de menor energía o menor potencial. Por ejemplo, si un cuerpo se eleva de la superficie terrestre, tiene una energía potencial causada por la fuerza gravitacional de la tierra; sin embargo, cuando el cuerpo se deja libre, tiende a bajar a un estado de menor energía potencial, transformándose la energía liberada en velocidad. Al llegar al suelo, el cuerpo chocará transformándose a su vez, la energía cinética en calorífica. El cuerpo habrá llegado entonces a su estado de menor energía, por un cambio espontáneo estará en equilibrio que puede considerarse estático.

No todos los equilibrios existentes son estáticos, el Equilibrio de fases entre vapor y líquido es un equilibrio dinámico, pues al estar una superficie líquida en contacto con una atmósfera no saturada del vapor de ese mismo líquido, existe un potencial; es decir una diferencia de ener--

gía, causada por la diferencia entre la tendencia al escape de las moléculas de la superficie líquida por pasar a la fase de vapor y viceversa.

Originalmente, debido al potencial que existe, habrá un mayor número de moléculas pasando a la fase de vapor, pero llegara un momento en que ese número sea igual al de moléculas que pasan de una a otra fase; se dirá entonces, que la atmósfera que rodea al líquido está saturada. En este momento no habrá diferencia de potenciales, puesto que ambas tienden al escape que se ha igualado; existirá equilibrio, pero no estático, ya que las moléculas continuarán pasando del estado líquido a la fase de vapor, pero pasarán al estado líquido un número igual de moléculas; este estado solo se logrará cuando los potenciales químicos del componente sean iguales, tanto en el líquido como en el vapor. Esto es cuando no exista una diferencia de potencial entre las dos fases.

3.2. Reglas y Leyes que Describen el Equilibrio.

Describiré un número de reglas y leyes cuantitativas para describir y definir sistemas en un estado de Equilibrio físico. No es una exposición detallada, sino sólo lo necesario para entenderlas.

3.2.1. Regla de las Fases de Gibbs.

J. Willard Gibbs, describe el equilibrio matemática--
mente en términos de el número de componentes, el número -
de fases coexistiendo y las condiciones necesarias para es-
tablecer el Equilibrio. En esta forma simple, representano
do un sistema a una temperatura y presión definida, la re-
gla de las fases se expresa como sigue:

$$V = C + 2 - P$$

Donde:

- V = Los grados de libertad o grados de varianza del sistema
en términos de las variables independientes, con--
centración temperatura y presión que deben ser fija--
dos en orden, para definir el sistema en equilibrio.
- C = El número de componentes que aparecen en todas las fase
s en equilibrio donde el número de componentes re--
presenta la menor variable constituída para que la --
composición de cada fase pueda ser expresada directa-
mente o en términos de una ecuación.
- P = El número de fases donde una fase es una parte físicame
nte distinta del sistema, teniendo la misma composici
ción a través de cada una de las mismas y está separada
de las otras partes del sistema, por medio de una-
interfase.

Así para sistemas en equilibrio compuestos de una fase vapor y de una fase líquida, fijando dos variables, se define un sistema binario en equilibrio. Tres variables un sistema ternario en equilibrio y a variables un sistema -- con n componentes en equilibrio. Para un sistema compuesto de tres fases fijando n-1 variables establecemos el equilibio para un sistema de n componentes.

3.2.2. Mezclas ideales.

Los gases ideales son aquellos cuyo comportamiento se describe por la ley de los gases ideales, que puede ser expresada matemáticamente como:

$$V = R T / P.$$

Donde el volúmen de una mol. de gas es relacionada a las condiciones de temperatura y presión a través de la Ley de los gases ideales, proporcionando el factor R. Los gases ideales no interaccionan químicamente para formar nuevas especies moleculares o asociación física a causa de -- las diferencias en volúmenes moleculares y fuerzas atractivas moleculares no especificadas. Este mismo criterio puede ser aplicado a líquidos ideales.

Los conceptos de gas "ideal", líquido "ideal", mezclas de gases "ideales y mezclas de líquidos "ideales", -- han formado las bases para muchas relaciones cuantitativas,

describiendo el equilibrio. De principal interés en el campo de la destilación es la Ley de las presiones parciales de Dalton y la Ley de Raoult, que relaciona la presión ejercida por un componente en la fase vapor de una mezcla gaseosa a su concentración en la fase líquida y su presión de vapor.

La Ley de Dalton expresa que la presión total de una mezcla de gases es igual a la suma de las presiones parciales de los gases mezclados. Así

$$P_t = \sum_1^n P_i = P_1 + P_2 + P_3 + \dots + P_n$$

igualmente Dalton postuló que la presión parcial de un gas ideal en una mezcla gaseosa es proporcional a el número relativo de moléculas de aquel gas en la mezcla (o por su fracción mol.). Así:

$$P_i = y_i P_t$$

La Ley de Raoult relaciona la presión parcial en la fase vapor a la composición en la fase líquida, se expresa como:

$$P_i = x_i P_i^*$$

Combinando las leyes de Dalton y Raoult, resulta una expresión describiendo mezclas de vapores ideales y líquidos en Equilibrio.

$$P_t = \sum_i^n P_i = \sum_i^n y_i P_t = \sum_i^n x_i P_i$$

y para un compuesto individual:

$$y_i P_t = x_i P_i$$

La presión de vapor P_i de un componente es una propiedad única del componente y es una función directa de la temperatura. Así aumenta con un incremento en la temperatura, dada que otro componente se dice que es más volátil.

La presión de vapor y la temperatura son comunmente relacionadas por medio de la ecuación de Antoine:

$$\log P = A - \frac{B}{C + t}$$

donde A, B y C son constantes para un componente particular sobre un rango de temperatura relativamente estrecho (usualmente no mayor de 100 °C). Valores de estas constantes para varios compuestos y familias de compuestos y los rangos de temperatura para los cuales las constantes aplican aparecen en varias referencias (Project Report No. 44; Perry, etc.)..

3.2.3. Volatilidad relativa.

Es una relación ampliamente utilizada en cálculos de-

destilación donde es una medida de la separabilidad; mientras más grande es el valor de α_{ij} , la facilidad de separación aumenta. Se define por:

$$\alpha_{ij} = \frac{y_i/x_i}{y_j/x_j}$$

Para una mezcla ideal es igual a la proporción de las presiones de vapor:

$$\alpha_{ij} = \frac{P_i}{P_j}$$

3.2.4. Mezclas de gases no ideales.

Los gases reales y sus mezclas, generalmente no siguen la ley de los gases ideales, debido a la formación de diferentes especies moleculares y debido a fuerzas atractivas-intermoleculares. Las desviaciones de la ley de los gases ideales pueden ser expresadas en un número de formas y probablemente la más utilizada desde el punto de vista de destilación es aquella del factor de compresibilidad y coeficiente de fugacidad:

$$Z = \frac{PV}{nRT}$$

Donde Z, es el factor de compresibilidad, representando la proporción de el volúmen de gas real sobre el de un gas bajo las mismas condiciones de temperatura y presión.

El coeficiente de fugacidad ν relaciona la presión -- parcial ejercida por un gas real a aquella ejercida, sí se comportara idealmente. Se define como sigue:

$$\nu = f/p$$

donde f es la tendencia al escape o fugacidad definida por Lewis y Randall como:

$$\left(\frac{\partial G}{\partial P} \right)_T = RT \, d \ln f$$

A mínimas presiones, alrededor de la atmosférica y -- más bajas, la fugacidad es esencialmente igual a la pre--- sión parcial del gas y el coeficiente de fugacidad es esen cialmente la unidad, mientras que a presiones más altas se desvía ampliamente de la unidad.

Para una mezcla de gases no ideales, el coeficiente - de fugacidad interviene dentro de la ecuación de la Ley de Dalton como:

$$\nu = f_i/p_i = y_i P_t/p_i$$

3.2.5. Mezclas de líquidos no ideales.

En líquidos reales y mezclas líquidas la distancia me dia entre moléculas es mucho menor que aquella en los esta dos gaseosos y las fuerzas de atracción entre ellas es mu-

cho mayor.

El comportamiento no ideal se evidencia por la no aditividad de volúmenes cuando los compuestos son mezclados a temperatura y presión constante.

La amplitud de la desviación de la no idealidad de -- componentes en mezclas líquidas es medido por el coeficiente de actividad γ . Aplicando este factor corrector a la Ley de Raoult, resulta:

$$P_i = \gamma_i x_i P_i^*$$

uniendo ambos, el coeficiente de actividad y el coeficiente de fugacidad dentro de la ley de Raoult resulta:

$$\frac{y_i P_t}{v_i} = \gamma_i x_i P_i^*$$

la cual puede ser utilizada como una base para calcular el Equilibrio vapor líquido se las interrelaciones de las variables son conocidas o pueden ser predichas.

La volatilidad relativa en sistemas no ideales se conoce como:

$$\alpha_{ij} = \frac{y_i/x_i}{y_j/x_j} = \frac{\gamma_i P_i^* v_j}{\gamma_j P_j^* v_i}$$

puede aumentar, disminuir o permanecer constante con incre

mentos en la temperatura dependiendo sobre todo de la naturaleza del sistema. Porque la volatilidad relativa menos - con temperatura que lo que varía la presión de vapor, esto es usado muy ampliamente en cálculos de destilación.

3.2.6. Diagramas de Fases.

Los diagramas de fases son utilizados para describir sistemas de dos componentes graficando dos o tres variables independientes, composición, temperatura y presión a un valor constante de la remanente. Composición contra entalpía (una función de la temperatura) a presión constante y composición del vapor contra composición del líquido graficados a presión constante, son utilizados para describir equilibrio binario vapor-líquido y en cálculos de destilación --- cuantitativa. La figura 6, ilustra tipos comunes de diagramas de fases binarios.

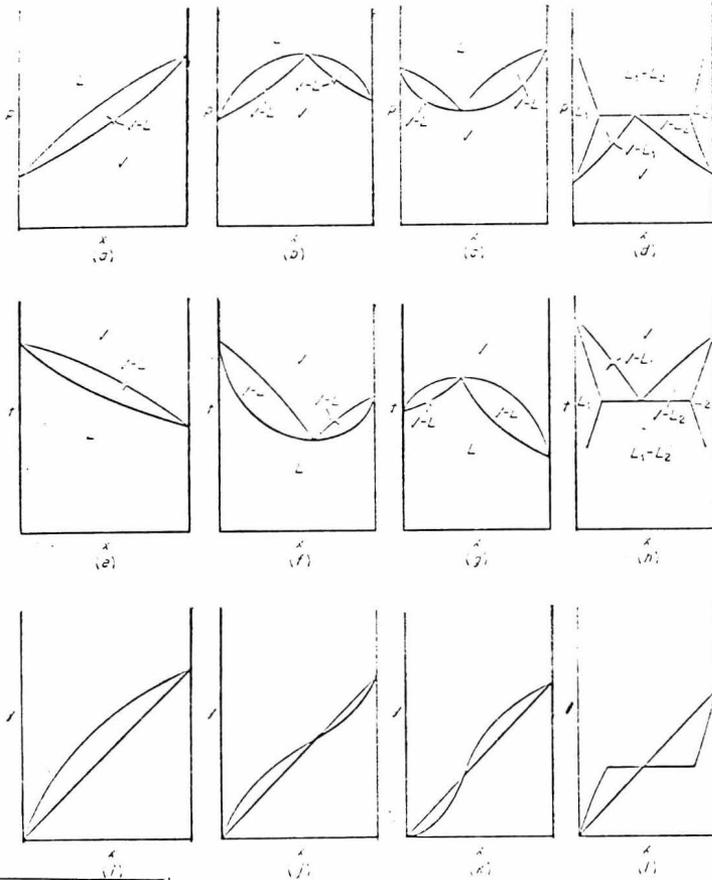


Figura No. 6
Tesis Profesional
Juan C. Tenorio -
Fernández.

Diagramas de fases para varios tipos de sistemas binarios.

En la figura los diagramas a, e i, son típicos de sistemas normales o regulares. Los diagramas b, f, j, son típicos de los azeotropos homogéneos de mínima ebullición. - Los diagramas c, g, k, de azeotropos homogéneos de máxima ebullición y los diagramas d, h, l, de azeotropos heterogéneos de mínima ebullición. En los primeros tres sistemas

unicamente existe una fase líquida mientras que en la cuarta dos fases líquidas pueden existir en y bajo la temperatura azeotrópica.

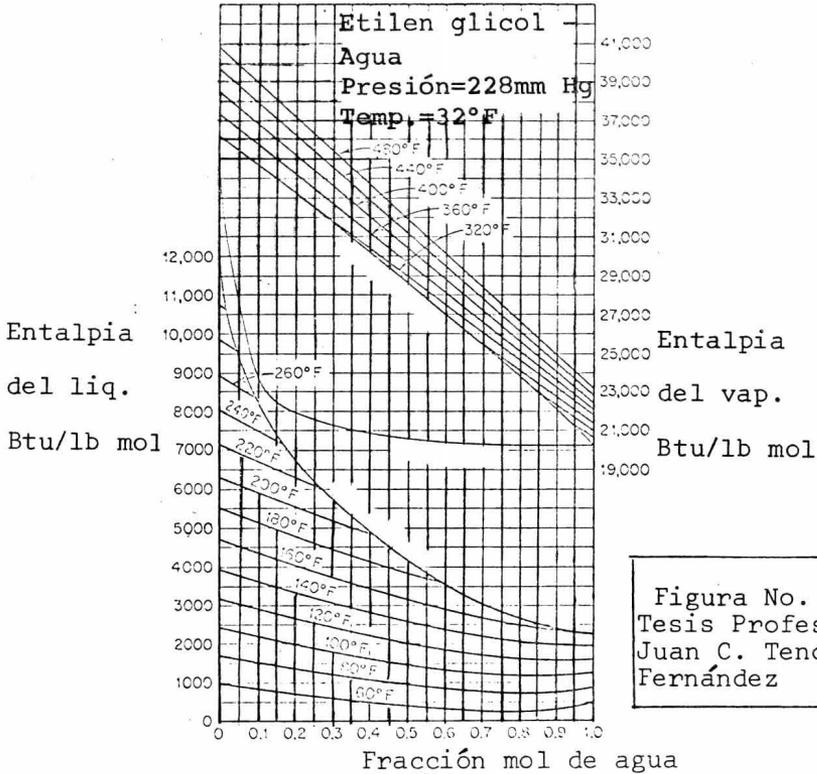


Figura No. 7
Tesis Profesional
Juan C. Tenorio -
Fernández

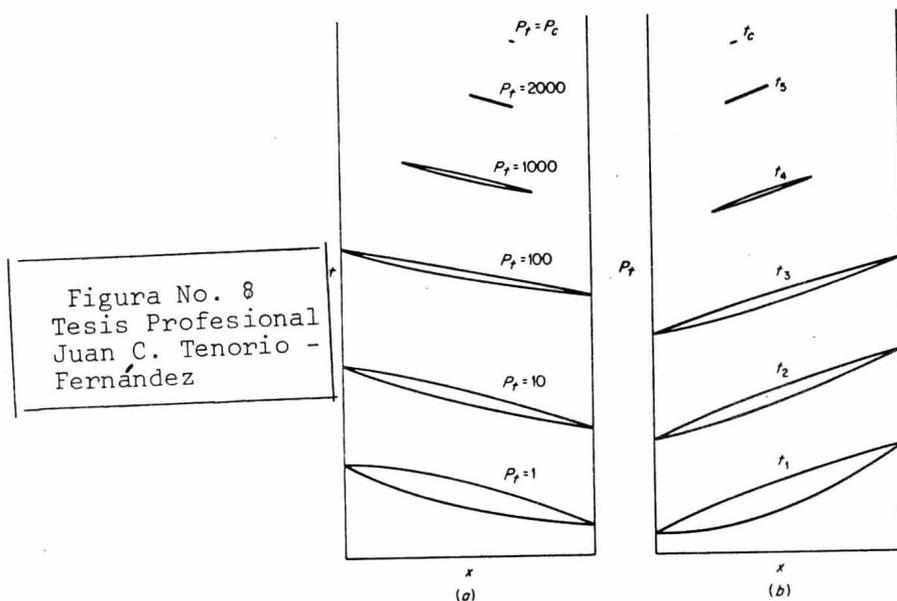
Diagrama Entalpia Concentración.

3.2.7. Efecto de la presión en el equilibrio de fases.

A medida que la presión total es incrementada en un sistema binario, las temperaturas de ebullición de los componentes puros se incrementa y los puntos de ebullición de sus mezclas también aumentan. En suma, el área de dos fa--

ses en la gráfica $t - x$ disminuye hasta que desaparece a la presión y temperatura crítica de la mezcla. Esto se indica en la figura No. 7.

Un comportamiento similar se nota en la gráfica $pt - x$ cuando la temperatura es incrementada como se muestra en la figura No. 8. Se ha observado que al irse incrementando la presión la diferencia en los puntos de ebullición de los 2 componentes puede disminuir, aumentar o permanecer esencialmente constante, dependiendo de el carácter de los componentes de la mezcla. Así como de la temperatura crítica (o presión) de ninguno de los dos componentes es excedida.



Diagramas de fases binarias a diferentes presiones.

3.2.8. Equilibrio vapor-líquido - Sistemas Binarios.

Vapores ideales y líquidos.- El criterio experimental para el comportamiento ideal de mezclas es:

1.- No hay un cambio neto en volúmen cuando los componentes son mezclados en el estado líquido o vapor. Por lo tanto los volúmenes son aditivos.

2.- El calor de mezclado es cero.

3.- No hay cambio en la agregación molecular con respecto a los componentes mezclados y no mezclados.

Mientras que en la mayoría de los casos las mezclas - no ideales pueden ser detectadas sobre la base del mencionado criterio, es posible para complejos moleculares entre moléculas diferentes con un cambio neto de volúmen igual a cero.- También es posible para interacciones físicas con efectos de calor endotérmico e interacciones químicas con efectos de calor exotérmico, balancear uno a otro con ningún efecto neto, las probabilidades de ocurrencia de ambos en una mezcla son remotas, pero se recomienda que la idealidad de las mezclas sea probada por más de un criterio.

El dato de composición en el equilibrio líquido-vapor puede ser calculado para un sistema binario asumiendo que sea ideal para los datos de presión de vapor-temperatura -

de los componentes puros a una cierta presión atmosférica. Una serie de temperaturas con rangos desde la temperatura de evolución de un componente, hasta aquella del otro son seleccionadas, y las presiones de vapor de los componentes son evaluados a esas temperaturas de datos, gráficas o de las constantes de Antoine.

El dato de presión de vapor son entonces usadas en -- las ecuaciones que a continuación describiremos para calcular las composiciones en el líquido y en el vapor en equilibrio a las temperaturas seleccionadas. De la ley combinada de Raoult y Dalton aplicado a un sistema binario, resultan las siguientes ecuaciones:

$$X_1 = \frac{P_t - P_2}{P_1 - P_2}$$

$$Y_1 = \frac{P_1 X_1}{P_t}$$

La línea límite en la fase líquida sobre un diagrama- P_x (a temperatura constante) es una línea recta para sistemas ideales descritos por:

$$X_1 (P_1 - P_2) + P_2 = P_t$$

En sistemas binarios ideales y en sistemas reales cuyo comportamiento se aproxima a la idealidad, la volatilidad relativa es constante o esencialmente constante y el -

dato de equilibrio puede ser calculado por:

$$y_1 = \frac{\alpha_{12} X_1}{1 - (1 - \alpha_{12}) X_1}$$

$$X_1 = \frac{y_1}{\alpha_{12} + Y_1 (1 - \alpha_{12})}$$

así, el dato de equilibrio del rango completo puede ser derivado de la volatilidad relativa constante o de una volatilidad relativa promedio, si el valor α del componente a las temperaturas de ebullición no difiere más que un porcentaje pequeño.

3.2.9. Líquidos y vapores no ideales.

Aunque muchos sistemas binarios, teniendo los estados vapor y líquido se aproximan a un comportamiento ideal, la gran mayoría de los sistemas encontrados en la práctica son no ideales en uno o ambos estados. Para los cálculos de destilación es necesario tener datos de composición en el equilibrio líquido vapor razonablemente precisos. Estos pueden ser obtenidos por cualquiera de los siguientes métodos.

1.- Pueden ser determinados experimentalmente.

2.- El sistema puede ser considerado como ideal en su comportamiento y los datos pueden ser calculados de las e-

cuaciones ideales.

3.- Los datos pueden ser calculados de unos pocos puntos experimentales pero utilizando ecuaciones empíricas.

4.- Pueden ser estimados aproximadamente de datos físicos de los componentes puros sólo con el uso de relaciones empíricas.

Puesto que ningún método para calcular datos de equilibrio líquido - vapor, es completamente, preciso, datos experimentales reales deben ser utilizados en todo lo posible. Para sistemas que se saben aproximadamente ideales, - el uso de ecuaciones ideales pueden ser satisfactorios dentro de los límites de precisión de ingeniería.

Cuando los sistemas se saben que no son ideales, es - necesario utilizar el método 3, si todos los datos experimentales no están disponibles. El método 4, se debe usar - sólo para aproximaciones poco exactas.

Porque el coeficiente de fugacidad es un factor corrector cuantitativo, mostrando el grado de la desviación de - gases reales del comportamiento ideal y porque el coeficiente de actividad es un factor corrector similar, relacionando el comportamiento de líquidos reales a el de líquidos - ideales, cálculos de estos coeficientes como una función de

la temperatura, presión y composición es esencial para el cálculo de datos de Equilibrio líquido vapor. También porque las destilaciones son practicamente siempre conducidas a condiciones de presión constante, sólo los datos isobáricos son utilizados en aplicación directa para cálculos de diseño. Así, la relación entre los coeficientes, temperatura y composición a presión constante son de particular interes. Además más destilaciones son conducidas a bajas presiones, donde el comportamiento de la fase vapor, es esencialmente ideal y los coeficientes de fugacidad son aproximadamente la unidad. Porque de esto más esfuerzos han sido enfocados para el estudio de soluciones no ideales a través de la correlación de coeficientes de actividad con composición a presión constante.

III. EQUIPO UTILIZADO EN EL PROCESO DE DESTILACION.

El objetivo de un equipo de destilación, es poner en contacto las fases líquida y vapor para alcanzar el Equilibrio.

Ya que la velocidad de transferencia de masa, aumenta en proporción directa al área de contacto entre las fases, se han diseñado los equipos de destilación, de tal manera que el área de transferencia o de interfase, sea la mayor posible.

Para facilitar esa transferencia, las columnas comerciales, siempre tienen aditamentos internos, que aumentan el área interfacial. Convencionalmente los aditamentos internos se agrupan en dos grandes divisiones: platos y empaques.

Columna de Platos.- Son cilindros verticales; en los que la operación de separación se lleva a cabo en diferentes pasos sucesivos de equilibrio!.

Columnas Empacadas.- En las que la operación de separación, se lleva a cabo en forma diferencial o continua.

1.- Platos de Destilación.-

Un plato de destilación es

una placa horizontal, que mantiene una acumulación de líquido descendente, por lo general de algunos centímetros de espesor, a través de la cual fluye el vapor ascendente. Para permitir este paso de vapor, el plato debe tener aberturas de algún tipo. Según el diseño, el líquido puede fluir por las mismas aberturas, o bien a través del plato a una o varias " bajantes " verticales, que lo conducen al plato inferior. Este tipo de flujo a través del plato es el que se encuentra en la mayoría de las instalaciones.

1.1. Platos de Flujo Transversal.

La figura No. 9, muestra esquemáticamente la forma como opera una columna típica con platos de flujo transversal. El reflujo líquido fluye a través de cada plato y sobre un vertedero hasta una bajante que lo lleva al plato inferior. Los vapores pasan desde el fondo de la columna hasta el domo a través de las aberturas del plato. Al pasar por cada plato, el vapor también atraviesa la acumulación que fluye sobre él.

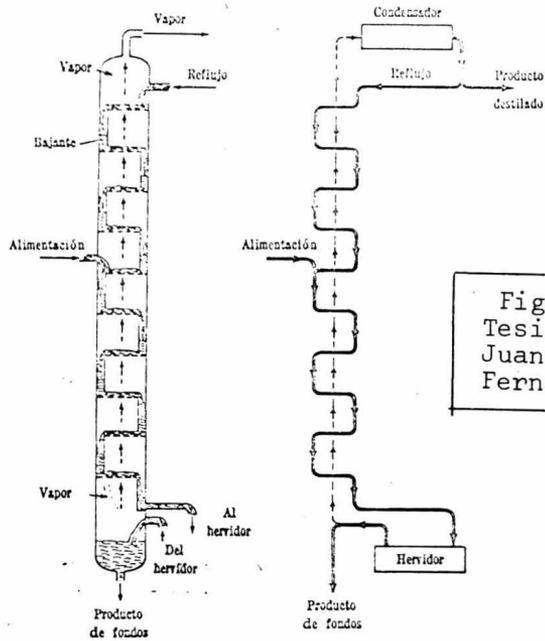


Figura No. 9
Tesis Profesional
Juan C. Tenorio -
Fernández

Operación de un plato de flujo transversal.

Según se elustra en la figura No. 10, usualmente el -
vertedero de salida es una represa poco profunda que se ex-
tiende sobre una cuerda del plato circular. La bajante sue-
le formarse prolongando la placa del reborde de derrame ==
hasta un punto cercano al plato inmediato inferior. Aun--
que la prolongación puede ser vertical, frecuentemente se-
inclina hacia la pared de la columna. Para facilitar la --
distribución del líquido a través del plato, pueden usarse
también vertederos de entrada, como aparece en la figura.-

(Respecto a bajantes, se usan también tubos de sección circular para platos grandes con cachuchas de burbujeo).

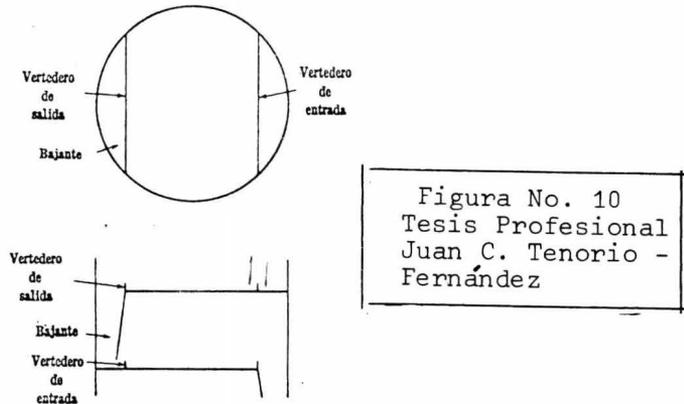


Figura No. 10
Tesis Profesional
Juan C. Tenorio -
Fernández

Bajantes y vertederos típicos.,

La mayoría de los platos de flujo transversal se dotan de vertederos de salida para asegurar que se mantenga el nivel líquido deseado. Debido a que el nivel del líquido tiene que subir arriba del borde, su altura sobre el plato debe ser mayor que la de dicho borde. Esta altura adicional puede llamarse " altura de flujo ".

Aún cuando el flujo de un lado a otro del plato es lo usual en estos casos se ha empleado otros arreglos como se ilustra en la figura no. 11, ubicada en la siguiente página.

Sobresalen entre los platos de flujo transversal, los siguientes tipos: de cachuchas de burbujeo, perforados de-

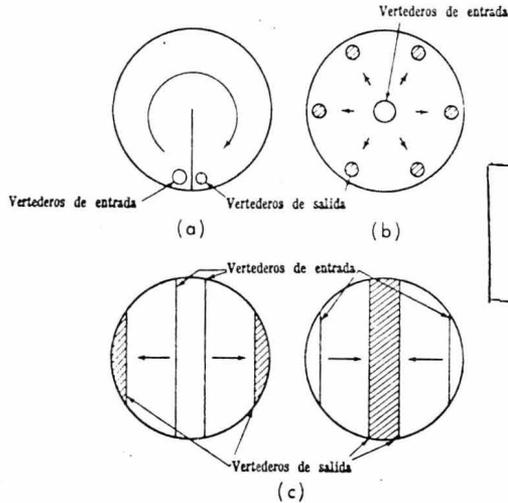


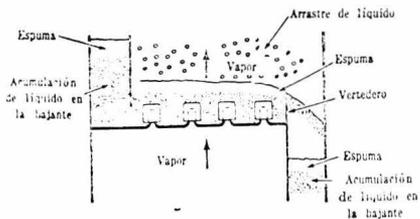
Figura No. 11
Tesis Profesional
Juan C. Tenorio -
Fernández

Diversos arreglos de platos; las flechas indican la dirección del flujo del líquido; las áreas sombreadas indican las bajantes al plato inmediato inferior.

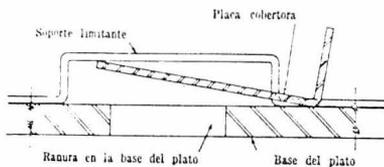
válvulas, uniflux, cascade y benturi. Todos estos se usan comercialmente en los Estados Unidos. Además de estos tipos los platos montz y kittel, se usan en Europa. El diseño -- montz es semejante en principio al de los platos uniflux.-- El plato kittel, es raro en el sentido de que es un plato de flujo transversal que no hace uso de bajantes. En la figura No. 12, se esquematizan algunos de los mencionados tipos de platos.

1.2. Platos de Tipo Regadera.

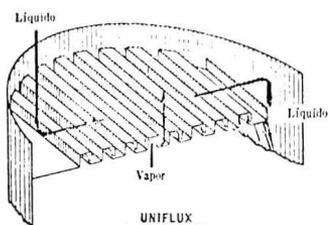
Cuando no se utilizan bajantes, los platos pueden clasificarse como de tipo regadera. En la figura se ilustra la operación de uno de estos platos a bajo flujo de líquido y vapor. El nivel indicado del líquido resulta de la -- caída de presión ocasionada por las corrientes a contra --



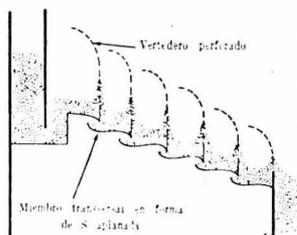
Plato con cachuchas de burbujeo.



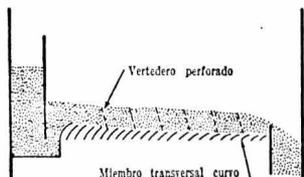
Abertura en plato de válvulas.



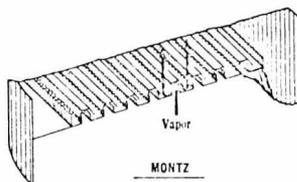
Uniflux



Kascade



Benturi



Montz

Kittel.

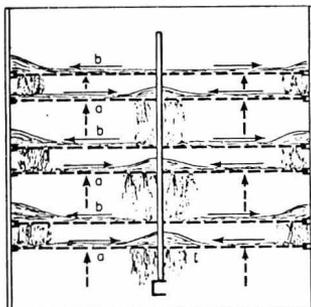
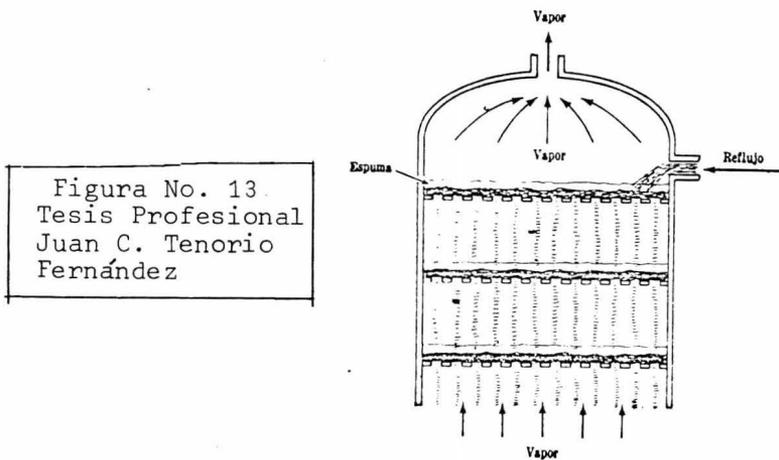


Figura No. 12
Tesis Profesional
Juan C. Tenorio -
Fernández

Diversos tipos de platos.

flujo; el nivel del líquido en el plato crece hasta que su altura hidrostática balancea la caída de presión del vapor a través de las aberturas del plato y el nivel del líquido. Cuando son instalados correctamente, los platos de regadera dan origen a un flujo realmente a contracorriente entre líquido y vapor.



Operación de platos de tipo regadera con flujos bajos de líquido y vapor.

Los principales platos de regadera son los turbogrids y los ripple, los cuales ambos se usan sin bajantes.

1.3. Comparación entre platos.-

Los factores que intervienen en la selección de un plato incluyen: capacidad, eficiencia del contacto líquido vapor, gama de condiciones de operación satisfactorias, --

caída de presión, retención de líquido en el plato, propiedades de la alimentación, costos de inversión e inventario de mantenimiento. En la tabla No. 1, para su referencia cómoda se resumen las diferentes características que afectan la selección de platos. Cabe señalar que las cantidades -- que aparecen deben usarse con precaución ya que solo son a aproximaciones a crosso modo, con el único objeto de indicar las cualidades relativas de los varios tipos de platos.

1.4. Otros componentes de los platos.-

A pesar de que en la breve explicación que se expone de los diferentes tipos de platos, se mencionan y se explica el funcionamiento de algunos accesorios, aquí se hará - en forma separada.

1.4.1. Ductos de bajada.-

Conducen el líquido de un -- plato, al plato inmediato inferior. Deben estar diseñados- para manejar una capacidad adecuada de líquido y al mismo- tiempo, ocupar una área transversal mínima.

1.4.2. Cejas de salida.-

Son bordes que mantienen una- altura predeterminada del líquido en el plato, de modo que el vapor que sube del plato inferior burbujee o fluya a -- través del líquido en el plato, antes de que escape al pla

CARACTERISTICAS DE PLATOS.

Tipo de plato	Capacidad relativa.	Eficiencia relativa.	Gama de operación % del mínimo.	Caida de presión.	Retención de líquido.	Sensibilidad a la carga*	Consideraciones especiales.
Cachuchas	10	1.0	10 100	Moderada	Moderada	Insensible	
Uniflux	10	1.0		Moderada	Moderada	Insensible	Bajos. Inventarios de mantenimiento.
Criba	1.2. 1.4	1.1	35 100	Baja	Moderada	Sensible	
Válvulas	1.2. 1.4	1.1. 1.2	10 100	Moderada	Moderada	Insensible	Ventajosos. en operaciones al vacío.
Benturi	1.0	1.0	10 100	Baja	Baja	Insensible	
Turbogrid	1.2 1.5	0.8	50 100	Baja	Moderada	Insensible	BAjos. Inventarios de mantenimiento.
Ripple	1.2 1.4	1.1	50 100	Baja	Moderada	Insensible	Ventajosos. en operaciones al vacío.
Kittel	1.0	1.0	35 100	Baja	Baja	Insensible	

* Indica los efectos relativos de la corrosividad o la limpieza de la alimentación en la operación de la columna.

Tabla No. 1
Tesis Profesional
Juan C. Tenorio
Fernández

to superior. En algunos casos se usan cejas de altura ajustable.

1.4.3. Cejas de entrada.-

Sirven para distribuir el flujo de líquido que llega del plato superior y para evitar que el líquido golpee con fuerza las cachuchas.

1.4.4. Baffles redistribuidores.-

Si las cachuchas exteriores en el plato, están colocadas en forma tal que la distancia entre la cachucha y la pared interior de la columna es mayor de una pulgada, se pueden colocar baffles redistribuidores de tal modo, que la distancia entre los baffles y la cachucha sea igual al espaciamiento entre los baffles y la pared de la torre. (La altura de los baffles deberá ser al menos, dos veces la altura del líquido.).

1.4.5. Baffles Antiespumantes.-

Se utilizan cuando el líquido tiene gran tendencia a formar espumas. Consisten de una placa colgada del plato superior, sobre la ceja de salida y que se extiende una pequeña distancia dentro de la superficie del líquido a manera que sólo se permita el paso del líquido y no de espuma.

1.5. Empaques.-

Como en el caso de los platos, los empaques se colocan en las columnas de destilación para mejorar el contacto entre los líquidos descendentes y los vapores ascendentes. Una definición actual de empaque es: Dispositivo de contacto vapor-líquido no clasificable como plato.

Algunos empaques modernos funcionan de modo semejante a los platos, en el sentido de que promueven la formación de acumulaciones de líquido a través de las cuales burbujea el vapor.

Las columnas empacadas son populares para destilación de laboratorio y en planta piloto, pero sus aplicaciones en grandes columnas comerciales son pocas en comparación con las de platos.

Los empaques se dividen en dos grandes grupos: De uso general y de alta eficiencia (en cuanto a contacto vapor-líquido).

1.5.1. Empaques de Uso General.-

Los empaques de uso general se utilizan donde es necesario un número relativamente pequeño de etapas de equilibrio. Se subdividen principalmente en " anillos y sillas ". Algunas variedades más especializadas son panapak, spraypak y gooldlde. (Se usa -

otro tipo de materiales incluyendo coque, piedra, enrejados de madera, cadenas de tracción y cana de vidrio.)

1.5.2. Empaques de alta eficiencia.-

Incluyen los siguientes tipos: stedman, de malla (Mc mahon, dixon, borad) de metal perforado cannon y de hélice. Estos empaques son caros y se usan con mayor frecuencia en pequeñas columnas de laboratorio, pero se han utilizado en algunas instalaciones comerciales.

1.5.3. Materiales de Construcción.-

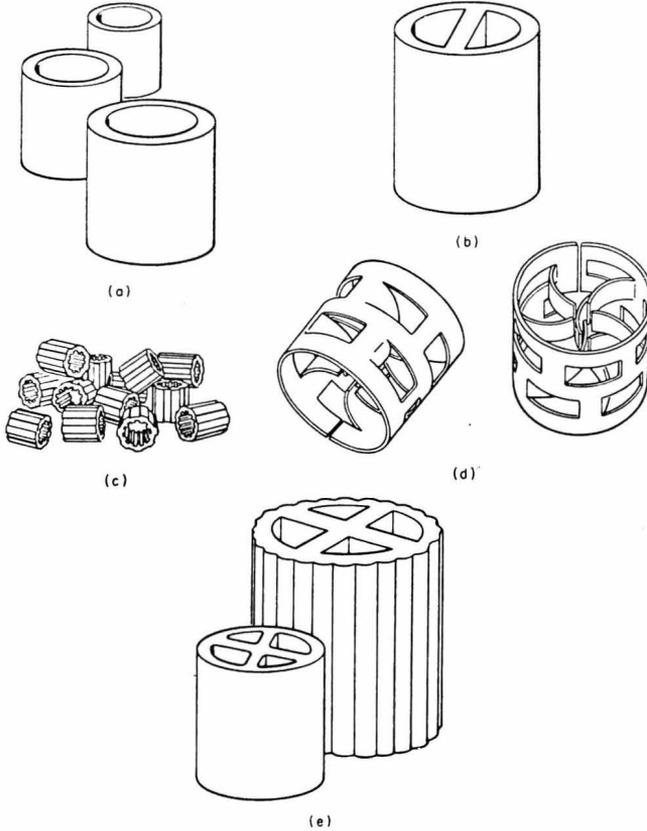
Hay gran variedad,- porcelana, cerámica especial gruesa, cerámica resistente a los álcalis, carbón, acero de diversas aleaciones y plásticos como el polietileno.

1.5.4. Rejas de distribución.-

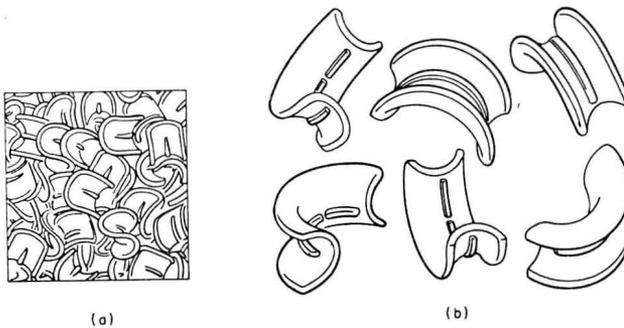
Para empaques tales como anillos o sillas, se necesita una reja de distribución para soportar el empaque al mismo tiempo que permitir el paso de líquido y vapor.

1.5.5. Placas de fijación.-

Ya que el movimiento de una cama puede ocasionar que las partículas de un empaque se rompan, en ciertas ocasiones se colocan placas de fija-

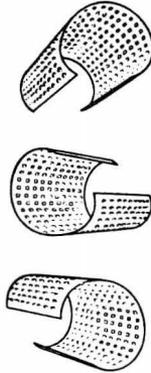


a) Anillos Rasching B) Anillos lessing. C) Anillos Splined
 D) Anillos Pall. E) Anillos cross-partition.



A) Sillas berl.

B) Sillas intalox.



Empaque cannon de metal multiperforado.

ción sobre las camas de empaque colocadas al azar. Estas-
placas deben ser suficientemente pesadas como para impedir
movimientos en la cama, pero no tanto como para aplastar -
el empaque.

1.5.6. Redistribuidores.-

Para contra atacar el efecto
de canalización en algunas columnas grandes, se utilizan -
redistribuidores de líquidos.

IV. VARIABLES INVOLUCRADAS EN EL COSTO DE
LA TORRE.

Para los propósitos de este estudio se define cada una de las variables que intervienen en el costo de las torres (al nivel indicado en páginas anteriores).

1.- Cálculo del diámetro de la torre.

El diámetro de la torre y en consecuencia su sección transversal, debe ser suficientemente grandes para manejar el gas y el líquido a velocidades que no vayan a causar la inundación o el arrastre excesivo.

Obtenida esta velocidad (se explica adelante como se obtiene) de la siguiente fórmula:

$$V = Q/S = \frac{\text{Pie}^3/\text{Seg}}{\text{Pie}^2} = \frac{\text{Pie}}{\text{Seg}}$$

Despejamos S y nos queda:

$$S = Q/V = \frac{\text{Pie}^3 / \text{Seg}}{\text{Pie} / \text{Seg}} = \text{Pie}^2$$

Esta es la sección transversal y tomando en cuenta la fórmula para una sección ciega circular.

$$S = \frac{\pi}{4} \times D^2$$

Despejando:

$$D = \sqrt{\frac{S}{0.785}}$$

Con esto ya se obtiene el diámetro de la torre.

Por lo tanto la variable necesaria es la de la velocidad dentro de la torre.

En general, el rango de operación utilizado en operaciones industriales para torres de flujo cruzado es:

0.4L V superficial ρ_v 2.3 para cachucas de burbujeo.

0.5L V superficial ρ_v 2.5 Para platos perforados.

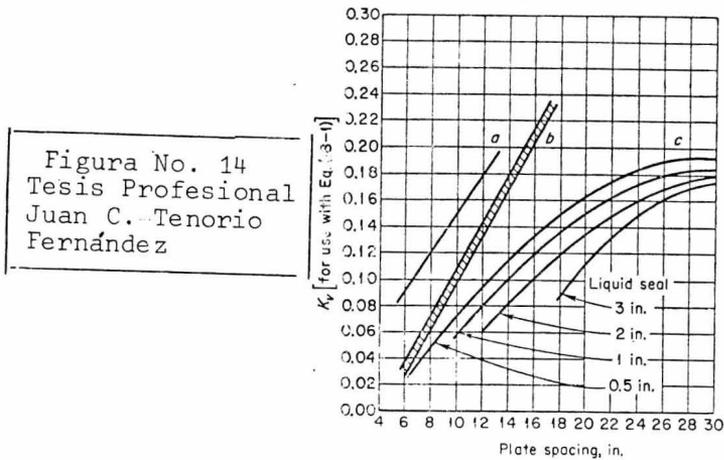
Donde V_s es la velocidad superficial en la torre en - Pie/seg y ρ_v es la densidad del gas en Lb/Pie³.

Estos valores fueron establecidos para espaciado entre bandejas de 18 pulgadas y el límite superior variará con el espaciado entre bandejas. Sin embargo el rango estable de operación es generalmente cuatro a cinco décimas para ambos, cachucas de burbujeo y bandejas perforadas.

Basado en la correlación para limitar el flujo de vapor referido a la alimentación, Souders y Brown propusieron la relación:

$$V_{\max} = K_V \sqrt{\frac{P_1 - P_V}{P_V}}$$

La constante K_V es una función del espaciamiento entre bandejas y sello de líquido. Las líneas curvadas (líneas c) en la figura No. 14.



Capacidad de columnas con platos de chachuchas--
de burbujeo.

Representa la constante de Souders y Brown. El área -
sombreada (líneas b) representan la constante estimada por
la compañía Vulcan para líquidos no espumosos con tensión-
superficial mayor de 20. La línea a , representa la cons--
tante obtenida en destilaciones de baja temperatura, usan-
do cachuchas de 1 pulgada.

La máxima capacidad de vapor predecible con las cons-

tantes de Souders y Brown, es generalmente 20 a 50% menor y son usados por lo tanto como estimados conservadores de capacidad de columnas.

Las nuevas bandejas de válvulas (flexitray, Nutter, - Glitsch) tienen una mayor capacidad que las bandejas de ca-chuchas de burbujeo. La capacidad de las bandejas Nutter - puede estimarse por medio del factor de Souders y Brown (- curvas e) con las siguientes modificaciones:

Para fraccionamiento de multicomponentes multiplicar $K_v \times 1.7$.

Para fraccionamiento de mezclas binarias, multiplicar $K_v \times 1.87$.

Para fraccionamiento de hidrocarburos ligeros, multiplicar $K_v \times 1.50$.

Huang y Hodson han desarrollado una carta anexa para estimación de máxima capacidad de vapor para columnas de - bandejas perforadas.

Ellos han incorporado el efecto de la tensión superf*icial* en su correlación, pero las contantes reflejan un sello de líquido constante.

2.- Cálculo del diámetro en torres empacadas.

El cálculo del diámetro de torres empacadas es según el siguiente procedimiento:

Se utiliza indudablemente la fórmula para obtener el diámetro de un círculo:

$$D = \sqrt{\frac{S}{0.785}}$$

Que como se vió se deduce de:

$$S = \frac{\pi}{4} \times D^2$$

La variable a definir es S, la cual se obtiene de:

$$S = \frac{G'}{G'_{\text{inundación}}}$$

Donde:

G' = Velocidad superficial de la masa gaseosa lb/hr pie²

$G'_{\text{inundación}}$ = Velocidad de inundación de la masa gaseosa lb/hr pie³.

G' (velocidad superficial de ma masa gaseosa) se toma el máximo flujo líquido en el interior de la torre y es un valor que se obtiene a partir de los datos de alimentación.

$G'_{\text{inundación}}$, se obtiene de la siguiente igualdad:

$$\frac{(G'_{inund.})^2 C_f (\mu_l)^{0.2} \rho_w}{g_c \rho_g \rho_L} = \frac{\Delta P}{Z}$$

en la gráfica No. 15, se correlaciona (para rellenos desordenados) perfectamente las velocidades de inundación con la curva superior.

El valor de $\Delta P/Z$ se obtiene de la gráfica teniendo el dato de:

$$\frac{L'}{G'} \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_L}}$$

C_f = factor de caracterización (particular para diversos empaques).

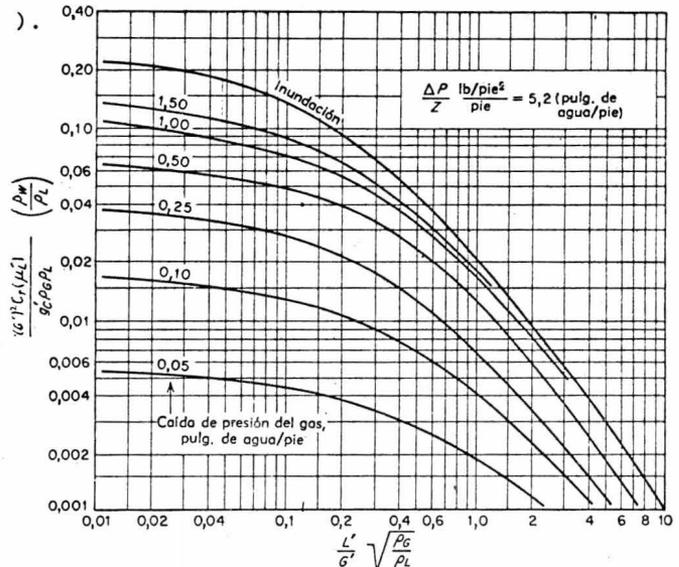


Figura No. 15
Tesis Profesional
Juan C. Tenorio
Fernández

Inundación y caída de presión en torres rellenas.

Donde:

μ_i = Viscosidad del líquido, centipoises.

g^c = Constante de conversión 4.18×10^8 (lb masa) pie/lb - fuerza) seg.².

ρ_G = Densidad del gas lb/pie³.

ρ_L = Densidad del líquido lb/pie³.

ρ_w = Densidad del agua lb/ pie³.

De la fórmula anterior se despeja $G'_{inundación}$ y con este valor se puede ya obtener el valor buscado que en la superficie transversal.

3.- Cálculo del Número de Bandejas.

Método de Mc Cabe y Thiele.

Este método aunque no es muy riguroso, es sin embargo el más útil, ya que no requiere datos detallados de entalpía. El método Mc Cabe y Thiele requiere sólo concentraciones en equilibrio. Este método será adecuado para la mayor parte de los casos, excepto cuando las pérdidas calóricas o calores solución, sean grandes.

Sección de enriquecimiento.- Reflujo del condensador-total en el punto de burbuja.

Consideremos una sección del fraccionador, ubicada --

por encima del punto de introducción de la alimentación, - como lo muestra esquemáticamente la figura No. 16 A.

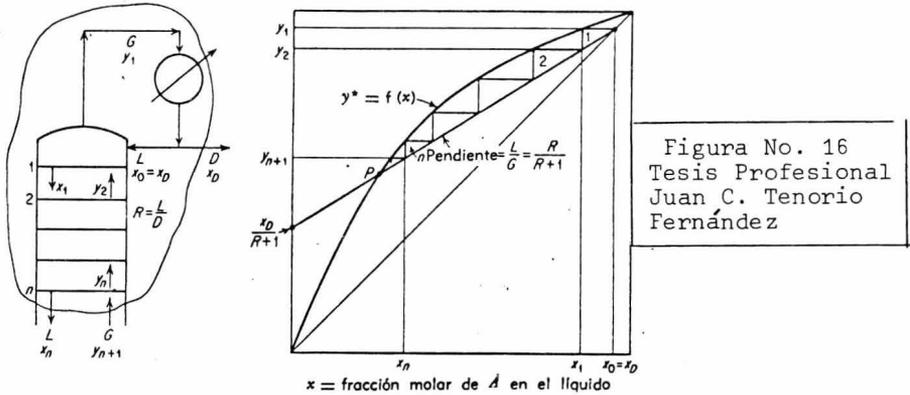


Figura No. 16
Tesis Profesional
Juan C. Tenorio
Fernández

El condensador extrae todo el calor latente del vapor de más arriba, pero no enfría el líquido más distante. Por lo tanto el reflujo y el producto destilado son líquidos - en el punto de burbuja y $Y_1 = X_D = X_0$. Desde que el líquido que cae de cada bandeja (L) y el vapor que deja cada -- bandeja (G), son constantes. Las bandejas que se muestran son teóricas, de manera que el vapor de composición Y_n de la N -sima bandeja estará en equilibrio con el líquido de - composición X_n , que sale de la misma bandeja. Entonces, en coordenadas X, Y . El punto (X_n, Y_n) , cae en la curva de equilibrio.

Un balance de materia total para la envolvente de la figura es:

$$G = L + D$$

Y como $R = L / D$

Por lo tanto:

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

Para el componente A.:

$$G y_{n+1} = L X_n + D X_D$$

De lo cual la línea de operación para la sección de enriquecimiento es:

$$Y_{n+1} = \frac{L}{G} X_n + \frac{D}{G} X_D$$

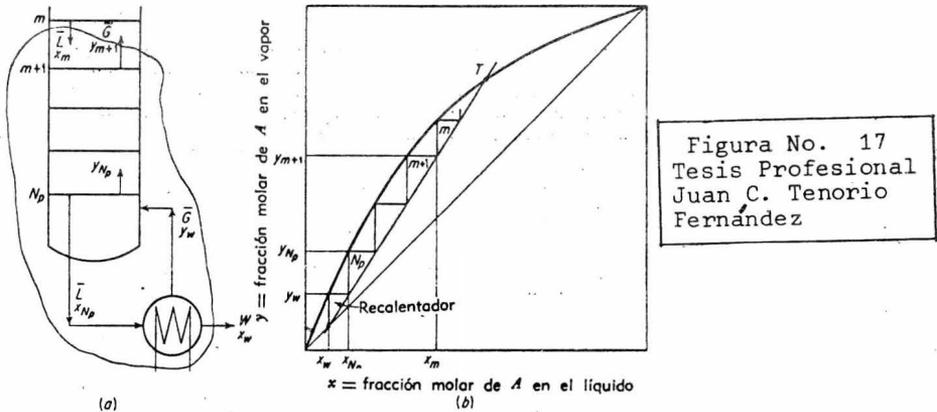
$$Y_{n+1} = \frac{R}{R+1} X_n + \frac{X_D}{R+1}$$

En coordenadas XY esta es la ecuación de una línea recta (Figura No. 16 (B)) de pendiente $L/G = R (R + 1)$ y que corta al eje y en el punto $X_D / (R + 1)$. Además se muestra en la figura la habitual construcción en " Caja de escalera " entre la línea de operación y la curva de equilibrio para obtener la variación teórica de la concentración en cada bandeja. La construcción no puede llevarse más allá del punto P. como es obvio.

Sección de agotamiento: Vapor recalentado en equilibrio con el residuo.

Consideremos la sección del fraccionador ubicada por debajo del punto de introducción de la alimentación como -

se muestra esquemáticamente en la figura No. 17 A.



Nuevamente las bandejas son teóricas. Los regímenes de flujo L y G son constantes de bandeja a bandeja, pero sus valores no son necesariamente iguales a aquellos de la sección de enriquecimiento. Un balance de materia total:

$$\bar{L} = \bar{G} + W \quad : \quad \bar{G} = \bar{L} - W$$

Y para componente a.

$$\bar{L} X_n = \bar{G} y_{m+1} + W x_w$$

Esto da la ecuación de la línea de operación para la sección de agotamiento.

$$y_{m+1} = \frac{\bar{L}}{\bar{G}} X_m - \frac{W}{\bar{G}} X_w$$

$$y_{m+1} = \frac{\bar{L}}{\bar{L} - W} X = \frac{W}{\bar{L} - W} X_w$$

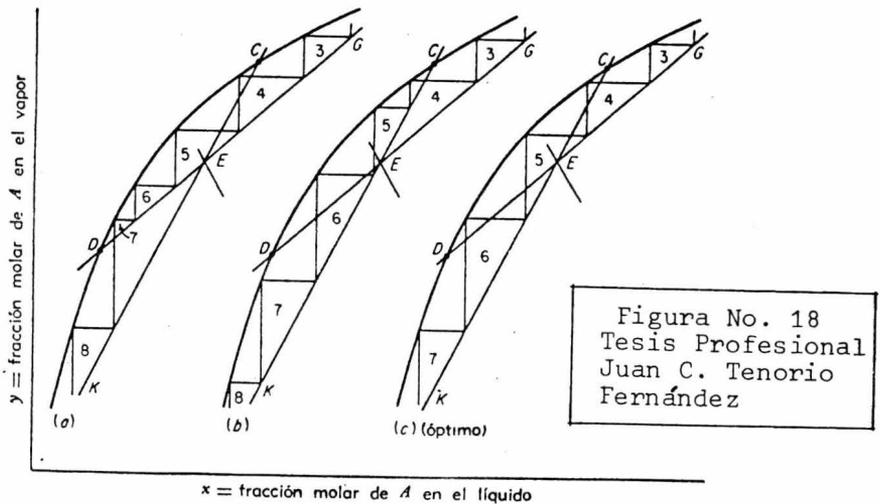
Esta es una línea recta de pendiente $L/G = L (L-W)$. - Si el vapor recalentado, $Y w$, se halla en equilibrio con el residuo Xw . El primer escalón en la construcción en caja de escalera representa el recalentador. Los escalones no pueden llevarse más allá del punto T.

El punto de intersección de las dos líneas de operación, no establece necesariamente la demarcación entre las secciones de enriquecimiento y de agotamiento de la torre.- Más bien es la introducción de la alimentación la que rige el cambio de una línea de operación a otra y la que establece la demarcación; y, por lo menos en el proyecto de una columna nueva, se dispone de alguna amplitud para la introducción de la mezcla.

Consideremos la separación mostrada parcialmente en la figura No. 18. Para una alimentación dada, son fijos Z_F y la línea q (la cantidad q , es el calor necesario para convertir 1 mol de alimentación desde su condición H_F , hasta la de vapor saturado, dividido por el calor latente molar $H_G - H_L$.

$$\frac{H_G - H_F}{H_G - H_L} = q$$

La alimentación puede introducirse en cualquiera de una diversidad de condiciones térmicas oscilando desde un -



Ubicación de la bandeja de alimentación.

líquido que se halla bien por debajo de su punto de burbuja hasta la de un vapor sobrecalentado, siendo q diferente para cada uno de los casos. Las condiciones típicas se dan - tabuladas en la Tabla No. 2, con el correspondiente intervalo de valores de q . La línea q , es una línea recta de -- pendiente $q/(q-1)$; siendo la ecuación de la recta:

$$Y = \frac{q}{(q-1)} X - \frac{Z F}{(q-1)}$$

La interpretación gráfica de los casos que se mencionan en la tabla No. 2, se muestran en la figura No. 19'

Para determinados productos de más arriba y residuales x_D y x_W son fijos, si se especifica la relación de reflujo,

la ubicación de la línea de enriquecimiento DG estará fija da y la línea de agotamiento KC puede pasar por la línea q en E. Si se introduce la alimentación en la séptima bandeja a partir de arriba, (figura No. 18A), la línea DG, se u tiliza para las bandejas 1 a 6; y comenzando con la sépti- ma bandeja debe utilizarse la línea KC, si de otro modo de alimentación se introduce por encima de la cuarta bandeja-

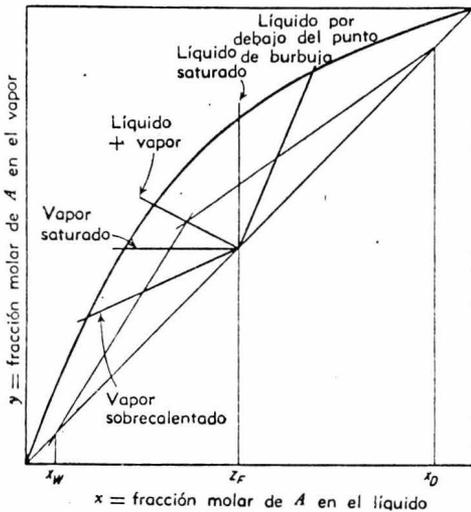


Figura No. 19
Tesis Profesional
Juan C. Tenorio
Fernández

Ubicación de la línea q, para condiciones típicas de alimentación.

desde arriba (figura No. 18B). la línea KC, se utiliza para todas las bandejas ubicadas por debajo de la cuarta. - Es clara que deberá hacerse una transición de una línea de operación a otra en algún lugar entre los puntos C y D, pe ro servirá cualquier punto dentro de estos límites. Resultará el mínimo número total de bandejas si los escalones -

Condiciones térmicas para la alimentación

Condición de Alimentación	G_F , Moles/h pie ²	L_F , moles/h pie ²	H_{GF} , Btu/mol	H_{LF} , Btu/mol	H_F , Btu/mol	$q = \frac{H_G - H_F}{H_G - H_L}$	$\frac{q}{q-1}$
Líquido por debajo del punto de burbuja	0	F		H_F	$H_F < H_L$	$> 1,0$	$> 1,0$
Líquido saturado	0	F		H_F	H_L	1,0	∞
Mezcla de líquido y vapor*	$F = \frac{G_F}{G_F + L_F}$	L_F	H_G	H_L	$H_G > H_F > H_L$	$\frac{L_F}{F}$ $1,0 > q > 0$	$\frac{L_F}{L_F - F}$
Vapor saturado	F	0	H_F		H_G	0	0
Vapor sobrecalentado	F	0	H_F		$H_F > H_G$	< 0	$\frac{q}{q-1} < 0$

* En este caso, la intersección de la línea q con la curva de equilibrio permite obtener las composiciones del líquido y del vapor en equilibrio que comprenden la alimentación. La línea q es la línea de operación para evaporación rápida para la alimentación.

del diagrama se toman tan grandes como sea posible, o si se hace la transición, ni bien se pasa la intersección de la línea de operación como se indica en la figura No. 18C. Esta es la práctica a seguir para el proyecto de una columna nueva.

Optima Relación de Reflujo.

Una relación de reflujo entre la mínima y la infinita, nos dará la separación deseada, con el correspondiente número de bandejas teóricas necesarias, variando desde el infinito, hasta el mínimo como se ve en la figura No. 20.

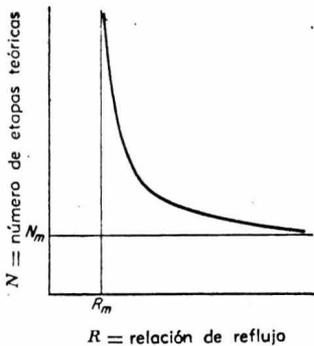


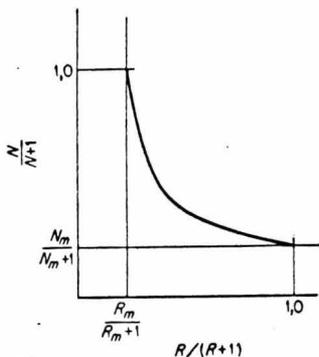
Figura No. 20
Tesis Profesional
Juan C. Tenorio
Fernández

Relación de reflujo.

Relación de etapas.

La determinación del número de bandejas para varios valores de R , juntamente con los valores límites de N_m (Número mínimo de bandejas teóricas) y R_m (Reflujo mínimo), generalmente permitirán representar la totalidad de la curva con exactitud suficiente para los fines.

El sistema de coordenadas de la figura No. 21, permitirá ubicar fácilmente los extremos de la curva, evitando las difíciles asíntotas.



Relación de reflujo.

Relación de etapas.

Figura No. 21
Tesis Profesional
Juan C. Tenorio
Fernández

La relación de reflujo que debiera utilizarse para un nuevo proyecto, debería ser la mínima, o la más económica, para la cual los costos serán los menores. Observar la figura No. 22.

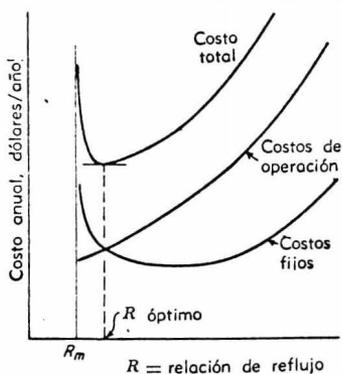


Figura No. 22
Tesis Profesional
Juan C. Tenorio
Fernández

La más económica (óptima) relación de reflujo.

En la relación de reflujo mínimo, la columna requiere un número infinito de bandejas y consecuentemente el costo fijo es infinito, pero los costos de operación (calor para el recalentador, el agua refrigerante del condensador, la-

potencia para la bomba de reflujo) son menores. Al aumentar R , el número de bandejas disminuye rápidamente, pero el diámetro de la columna aumenta debido a las cantidades más grandes del líquido y de vapor recirculados por unidad de cantidad de alimentación.

El condensador, la bomba para el reflujo y el recalentador deben también ser más grandes. Por lo tanto, los costos fijos disminuyen hasta un mínimo y luego aumentan nuevamente hasta el infinito a reflujo total. Los requerimientos de calentamiento y de enfriamiento aumentan casi directamente con la relación de reflujo como se indica. El costo total que es la suma de los costos fijos y de operación debe, en consecuencia, pasar por un mínimo para la óptima relación de reflujo. Esto sucede frecuentemente pero no siempre, para una relación de reflujo próxima al valor mínimo ($1.2 R_m$ A $1.5 R_m$).

4.- Espaciado entre bandejas.

El espaciado entre bandejas, se elige usualmente en primer lugar en base a la facilidad de su construcción en mantenimiento y al costo, verificandolas luego para poder contar con una adecuada seguridad contra una inundación. Para casos especiales donde la altura es de la mayor importancia, se usan espaciados de 6 pulgadas. En todos los casos, excepto para las torres de diámetro más pequeño, un -

mínimo favorable del espaciado desde 18 pulgadas. Para la mayor parte de las instalaciones de refinería de petróleo, se utilizan de 18 a 20 pulgadas para torres de diámetro superior a 4 pies, aumentandose el espaciado para diámetros mayores, a fin de facilitar la limpieza y la extracción de las bandejas a través de la cubierta. Ver la tabla No. 3, - con un resumen de valores recomendados.

5.- Altura equivalente a un plato teórico.

El concepto de la altura de la sección empacada, equivalente a un plato teórico en una separación particular, - fué introducido para hacer una comparación entre la eficiencia de las columnas empacadas y las de platos. También eso sirve como base de comparación de la teoría básica de transferencia de masa.

La altura equivalente a un plato teórico (H ETP), está definida por la siguiente ecuación.

$$\text{HETP} = \frac{Z}{n}$$

Para una separación de una mezcla binaria, cuando las líneas de operación son rectas y paralelas (ésto es: - - - $mG_m/L_m = 1.0$, $\text{HETP} = H_{OV}$), o sea, la altura equivalente a un plato teórico es igual a la altura de la unidad de transferencia.

Espaciado entre bandejas.

Diámetro de la torre. Pies	Espaciado entre bandejas. Pulgadas
4 o menos	6 pulgadas mínimo
4 - 10	18 - 20
10- 12	24
12- 24	30
	36

Tabla No. 3 Tesis Profesional Juan C. Tenorio Fernández
--

Cuando las líneas de operación son rectas (pero no paralelas), la ecuación es:

$$\frac{HETP}{H_{OV}} = \frac{(m_{Gm}/Lm) - 1}{\ln (m_{Gm}/Lm)}$$

Gerster estudió los factores que relacionan la eficiencia del plato de Murphree, la eficiencia total de la columna y el concepto de la altura de la unidad de transferencia H. Ellos introdujeron el concepto de platos equivalentes a un plato teórico (PETP), y el de platos por unidad (PTU).

Por otro lado, también se desarrollaron fórmulas empíricas para el cálculo de la HETP, a partir de datos experimentales y propiedades del empaque y sistema. Murch, Ellis, Hands, Whitt y Cornell, consideraron varios factores que afectan el HETP en columnas de destilación empacadas.

Cornell propone las siguientes ecuaciones para calcular H_V y H_L :

$$H_V = \frac{\psi Sc_v^{0.5}}{(L, f_1, f_2, f_3)^n} \left(\frac{D}{12} \right)^x \frac{Z^{0.03}}{10}$$

$$H_L = \varphi Sc_L^{0.5} c \left(\frac{Z}{10} \right)^{0.15}$$

donde:

c = Factor de corrección para la altura del líquido a velocidades elevadas.

D = Diámetro de la columna.

z = Altura empacada entre distribuidores.

$Sc_v = \mu_v / \rho_v D_v$ Número de Schmidt para el vapor.

$Sc_L = \mu_L / \rho_L D_L$ Número de Schmidt para el líquido.

L = Masa velocidad del líquido.

$f_1 = \left(\frac{\mu_L}{\mu_w} \right)^{0.16}$ Relación de la viscosidad del líquido a las condiciones de la columna y la viscosidad del agua a 20 °C.

$f_2 = \left(\frac{\rho_w}{\rho_L} \right)^{1.25}$ Relación entre la densidad del agua a 20°C y la densidad del líquido a las condiciones de la columna.

$f_3 = \left(\frac{\sigma_w}{\sigma_L} \right)^{0.8}$ Relación de la tensión superficial del agua a 20°C y la tensión superficial del líquido, a las condiciones de la columna.

x = 1.24 para empaque tipo " Anillos Raschig "

x = 1.11 para empaque tipo " Silletas Berl ".

$\psi = \frac{H_v (L, f_1, f_2, f_3)^n}{Sc_v^{0.5}}$ Determinado de datos experimentales de las figuras 23 y 24.

$\emptyset = \left(\frac{HL}{Sc_L} \right)^{0.5}$ Determinada de datos experimentales de las figuras 25 y 26.

$n = 0.6$ para empaques tipo " Anillos Raschig "

$n = 0.5$ Para empaques tipo " Anillos Berl ".

6.- Destilación de Multicomponentes.

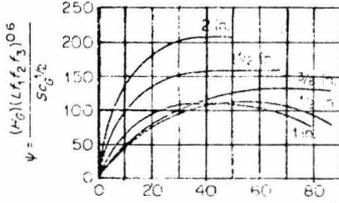
6.1. Métodos cortos.-

Los métodos cortos que proporcionan resultados aproximados en la resolución de sistemas de multicomponentes, son de gran utilidad en el diseño de columnas de destilación.

En algunos casos, los datos de equilibrio no son lo suficientemente confiables como para justificar el trabajo que implica el diseño por métodos rigurosos; en estos, la cantidad de cálculos y el tiempo empleado, son considerables. Se hace necesario por consiguiente el uso de computadoras.

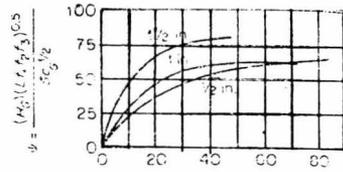
En otros casos, únicamente se desea una respuesta aproximada de las dimensiones del equipo, para poder realizar (como en el caso que estamos analizando) estudios económicos de optimización, en los que es necesario encontrar las condiciones de funcionamiento y diseño que producirán los mínimos costos de inversión y operación.

Estos métodos cortos pueden dar una idea más o menos



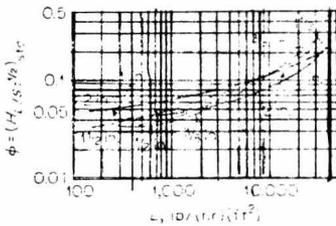
Correlación H_G para varios tamaños de anillos Raschig.

Figura No. 23
Tesis Profesional
Juan C. Tenorio
Fernández



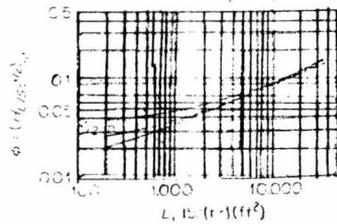
Correlación H_G para varios tamaños de sillas Berl.

Figura No. 24
Tesis Profesional
Juan C. Tenorio
Fernández



Correlación H_L para varios tamaños de anillos Raschig.

Figura No. 25
Tesis Profesional
Juan C. Tenorio
Fernández



Correlación H_L para varios tamaños de sillas Berl.

Figura No. 26
Tesis Profesional
Juan C. Tenorio
Fernández

exacta del tamaño del equipo necesario para efectuar una separación determinada bajo condiciones determinadas. Una vez que se han establecido las condiciones determinadas. Una vez que se han establecido las condiciones óptimas, puede procederse al diseño del equipo, haciendo uso de métodos rigurosos. Así el procedimiento por métodos cortos resulta conveniente puesto que, en general, diseñar una columna por medio de ellos es mucho más sencillo y rápido.

El diseño de una columna de destilación por medio de métodos cortos, se compone de los siguientes pasos sucesivos:

- 1.- Cálculo del número mínimo de platos.
- 2.- Cálculo de la composición en el destilado y los fondos.
- 3.- Cálculo del reflujo mínimo y reflujo actual.
- 4.- Cálculo del número de platos teóricos.
- 5.- Cálculo del plato de alimentación.
- 6.- Cálculo de la eficiencia de la columna y número real de platos.
- 7.- Cálculo del diámetro de la columna (ya se consideró.)

A continuación se describen los pasos que nos interesan para los fines del presente trabajo.

6.2.1. Cálculo del reflujo mínimo.

Método de Underwood.-

El reflujo mínimo para una torre de destilación de -- multicomponentes, se puede calcular por la ecuación:

$$\left(\frac{L}{D} \right)_n = \frac{\sum_{i=1}^n \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta}}{\alpha_i - \theta} - 1$$

donde θ es un valor tal, que:

$$\sum_{n=1}^n \frac{\alpha_i x_{iF}}{\alpha_i - \theta} - (1 + P) = 0$$

La ecuación anterior tiene n soluciones para θ .

El valor de θ que se desea, es aquel que satisface la ecuación siguiente:

$$\alpha_{HK} < \theta < \alpha_{LK}$$

Para encontrar el valor de θ , es necesario utilizar -- métodos de tanteo y error. Se recomienda como primer tan-- teo hacer:

$$\theta_L = \frac{\alpha_{HK} + \alpha_{LK}}{2}$$

Método de Mayfiel y May.

Cuando el componente clave ligero es el más ligero de

todos, el reflujo mínimo se puede calcular como:

$$R_m = (\Delta + f_{HK}) / [(\alpha_{LK, HK} - 1) \Delta]$$

donde Δ es un valor tal, que:

$$f_{LK} = \Delta + \frac{F_3}{\frac{(\alpha_{3, HK-1})(\Delta + f_{HK})}{(\alpha_{LK, HK} - 1) \Delta}} + \frac{F_4}{\frac{(\alpha_{4, HK-1})(\Delta + f_{HK})}{(\alpha_{LK, HK} - 1) \Delta}} + \dots$$

Método de Scheibel y Montross.

Este método permite el cálculo de R_{min} , sin necesidad de tanteos y con una exactitud de 1 a 8%, cuando la cantidad de componentes clave alimentados, es mayor del 10%.

$$(L/D)_{min} = \frac{1}{X_{LK, R} + \sum X_{FL}} \left[X_{FL} R' + (X_{HK, f} + \sum X_{FH}) \sum \frac{X_{FH}}{\alpha_{LK, HK} / \alpha_{H-1}} \right. \\ \left. + \sum_L X_{FL} \left(1 + \frac{\alpha_{LK, HK}}{\alpha_L} \right) \right]$$

donde:

$\sum x_{FL}$ = Suma de fracciones mol de los componentes más ligeros que el clave ligero en la alimentación.

$\sum x_{FH}$ = Suma de fracciones mol de los componentes más pesados que el clave pesado en la alimentación.

α_L = Volatilidad relativa de los componentes más ligeros que el clave ligero.

α_H = Volatilidad relativa de los componentes más pesados-
que el clave pesado en la alimentación.

El valor de R ESTÁ DADO POR LA ECUACION:

$$R' = \frac{x_{10}}{(\alpha_{LK, HK}^{-1}) x_{it}} - \frac{(1-x_i) (\alpha_{HK, LK}^{-1})}{(1-x_{10}) (\alpha_{LK, HK})}$$

$$x_{10} = \left(\frac{x_{LK}}{x_{LK} + x_{HK}} \right) \text{ DOMO.}$$

x_{it} = Fracción del líquido en la intersección de las lí-
neas de operación a reflujo mínimo.

$$m = \frac{F_L - F_H}{F_V - F_L}$$

Donde:

F_L = Moles alimentados en fase líquida.

$\sum F_H$ = Moles de componentes más pesados que el clave pesa-
do en alimentación.

$\sum F_L$ = Moles de componentes más pesados que el clave de a-
limentación.

6.1.2. Cálculo del número de platos teóricos.

El cálculo del reflujo mínimo y el número mínimo de -
platos para una separación dada, es útil para fijar los -
rangos permisibles de flujo y número de platos.

Además, el conocimiento de estos valores, permite cal

cular, en forma aproximada, el número de platos teóricos - para un reflujo determinado mediante algunas correlaciones.

Método de Gilliland.

La correlación más usada es la que desarrolló Gilliland, basada en datos experimentales para más de 50 casos.

La figura 27, muestra dicha correlación. Los puntos - mostrados en la figura corresponden a los datos experimentales y dan una idea de la exactitud del método.

Se ha demostrado en forma teórica y práctica, que una sola línea no puede representar a todos los casos exactamente, pudiendo mejorarse la correlación. Así, por ejemplo se podrían dibujar varias líneas para cada condición térmica en la alimentación; sin embargo, aumentar la exactitud del método es de poca utilidad práctica, ya que está sujeto a la exactitud de los valores de N_{\min} y reflujo mínimo.

La correlación de Gilliland puede ser muy útil para - llevar a cabo extrapolaciones, cuando el número de platos - calculado por algún método exacto, se conoce, para un reflujo determinado.

El punto se grafica y se dibuja una curva de forma - precisa y parecida a la correlación de Gilliland. A partir de ésta nueva curva, se hacen las interpolaciones y extra-

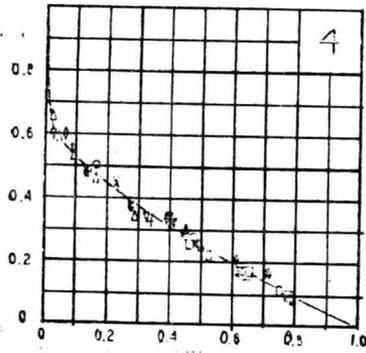
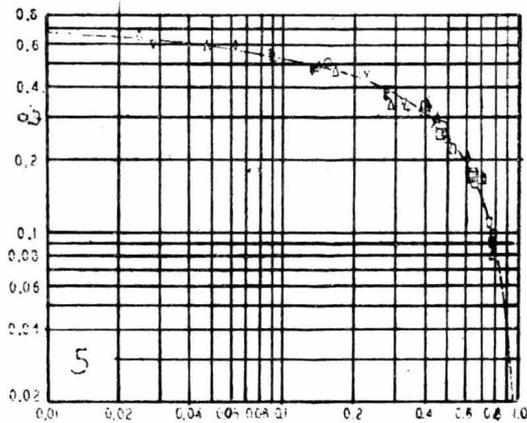


Figura No. 27
Tesis Profesional
Juan C. Tenorio
Fernández



Correlación de Gilliland.

polaciones.

Las curvas de la figura 27, pueden representarse mediante las siguientes ecuaciones:

$$y = 1.0 - 18.5715 x \quad \text{para } 0.0 \leq x \leq 0.01$$

$$y = 0.545827 - 0.591422 + 0.002743/x \quad \text{para } 0.01 < x < 0.90$$

$$y = 0.16595 - 0.16595 x \quad \text{para } 0.90 \leq x \leq 1.0$$

Método de Erbar y Madox.

En 1961, Erbar y Madox, encontraron una correlación entre $N_{\min}/N (L_o/V_1)_M$ y L_o/V_1 , la cual da resultados más exactos.

La figura No. 28, representa en forma gráfica ésta correlación.

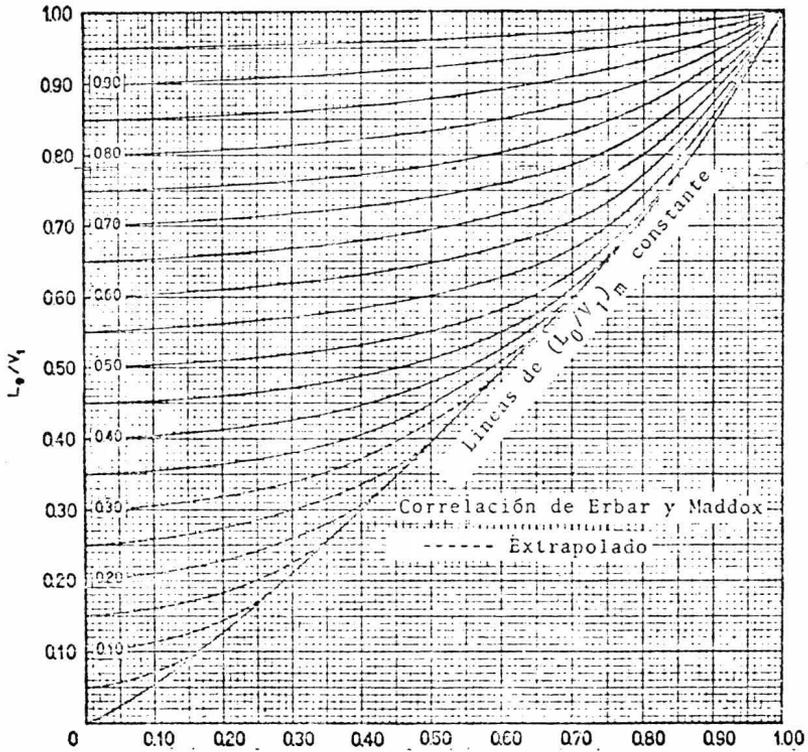
7. Espesor de Cascarón.-

El espesor del cascarón bajo presión interna no debe ser menor que el calculado por las siguientes fórmulas:

Esfuerzo Circunferencial.

Cuando el espesor no excede de una mitad del radio interior, o P , no excede de 0.385 SE, la siguiente fórmula debe aplicarse:

$$t = P R / SE - 0.6P$$



Correlación de Erbar y Maddox.

Figura No. 28
 Tesis Profesional
 Juan C. Tenorio
 Fernández

Esfuerzo Longitudinal.

Cuando el espesor no excede de una mitad del radio interior, o P no excede de 1.25 SE, la siguiente fórmula debe aplicarse:

$$t = P R / 2SE + 0.4 P$$

8. Espesor en Tapas.

Tapas Elipsoidales.

El espesor requerido de una tapa de forma semielipsoidal, en el cual la mitad del eje menor(fondo interior de la tapa menos la orilla) iguala a la cuarta parte del diámetro interior de la tapa en la orilla debe ser determinado por:

$$t = P D / 2 SE - 0.2 P$$

Tapas Toriesféricas.

El espesor requerido de una tapa toriesférica se calcula con la siguiente fórmula:

$$t = 0.885 PL / SE - 0.1 P$$

Tapas Hemisféricas.

Cuando el espesor de una tapa hemisférica no excede de

0.356 L o P no excede de 0.665 SE, se puede aplicar la siguiente fórmula:

$$t = P L / 2 SE - 0.2 P$$

donde:

t = Mínimo espesor requerido. Pulgadas.

P = Presión de diseño. Libras por pulgada cuadrada.

R = Radio interior de el cascarón. Pulgadas.

S = Máximo esfuerzo permisible. Libra por pulgada cuadrada.

E = Eficiencia de soldadura.

D = Diámetro interior de la tapa. Pulgadas.

L = Interior esférica o radio de corona. Pulgadas.

9. Cálculo del Peso de la Torre.

Por medio de las siguientes fórmulas se calcula la cantidad de metal que se utilizará para la construcción de la torre para los fines que se persiguen, estas fórmulas no son más que la superficie por calibre por densidad del acero.

Peso del cascarón

$$W_c = \pi D H t \rho$$

Peso de las tapas

$$W_r = \frac{\pi}{4} (1.3D)^2 \rho t$$

Peso de los platos

$$W_p = \frac{\pi}{4} \frac{D^2}{144} \frac{26 N}{144}$$



7/1/50

$$\text{Peso de soporte de los platos: } W_{SP} = \frac{\pi D^2}{4} \frac{6 N}{144}$$

$$\text{Peso de soporte de relleno: } W_{RS} = \frac{\pi D^2}{4} \rho t$$

De las anteriores fórmulas, se desprende lo siguiente:
Para torres de platos, el peso de la torre, es el siguiente:

$$W_{TOT} = (W_C + W_T + W_T + W_P + W_{SP}) \cdot 1.10$$

el 1.10 es porcentaje de accesorios.

Para efecto de costo, como en México, el precio del a cero es \$/Kg. y el resultado antes obtenido es en lb; entonces:

$$W_{TOT} \text{ (lb)} \times \frac{0.454 \text{ (kg)}}{1 \text{ (lb)}} = W_{TOT} \text{ (Kg)}.$$

el anterior resultado se multiplica por el precio del tipo de acero a utilizarse, además se aumenta un porcentaje por estructuración. Basados en lo anterior expuesto, podemos hacer lo siguiente:

Torres de acero al carbón.

Costo de la torre = (18.3% Material + 81.7% Estructuración).

Torres de acero inoxidable.

Costo de la torre = (40% Material + 60% Estructuración).

Entonces para torres de platos (de acero al carbón).

$$\text{Costo de la torre} = W_{TOT} \times \text{Precio acero} + 4.46 (W_{TOT} \times \text{precio acero})$$

simplificando:

$$\text{Costo de la torre} = 5.46 (W_{TOT} \times \text{Precio acero})$$

y utilizando acero inoxidable:

$$\text{Costo de la torre} = W_{TOT} \times \text{Precio acero} + 1.5 (W_{TOT} \times \text{precio acero})$$

simplificando:

$$\text{Costo de la torre} = 2.5 (W_{TOT} \times \text{Precio acero})$$

Para torres empacadas, el peso de la torre es el siguiente:

$$W_{TOT} = (W_C + W_T + W_T + \sum_{i=1}^n W_{SR}) \times 1.10$$

y como se vió en torres de platos, se multiplica el anterior resultado por el precio del acero a utilizarse además de los porcentajes por estructuración, dependiendo del tipo de acero: al carbón o inoxidable.

Al resultado anterior, se aumenta el precio del empaque interno de la torre a utilizarse, y queda:

Para torres de acero al carbón.

$$\text{Costo de la torre} = 5.46 (W_{\text{TOT}} \times \text{Precio del acero}) + \text{PVE}$$

Para torres de acero inoxidable:

$$\text{Costo de la torre} = 2.5 (W_{\text{TOT}} \times \text{Precio del acero}) + \text{PVE}$$

PVE = Precio del volumen de empaque requerido para rellenar la altura equivalente de platos teóricos.

D = Diámetro interior. Pulgadas.

H = Altura del cascarón. Pulgadas.

N = Número de platos.

t = Espesor del acero. Pulgadas.

ρ = Densidad del acero. Libra por pulgada cúbica .

* El precio de los empaques se obtendrá en el momento de la estimación directamente del proveedor ya que por su gran variedad (en material de construcción, tamaño, forma, tipo de acomodo, hecho en México, de importación, etc.) no se puede anotar un porcentaje general referido al material base que en este caso, es el acero para afectar el costo de la torre.

Lista de precios (10 de junio de 1976).

Acero al carbón:

A.- Precio base ((\$ / TON)

espesores de 3/16"

y más gruesos.

\$ 3,215

B.- Cargos por especificación de acero.

designación internacional (\$ / TON).

A 283 - C

58.00

A 285 - C

125.00

C.- Cargos por anchos.

ANCHOS	A			B				C		
	A1 4.76 mm. (3/16") y 6.35 mm. (1/4")	A2 7.93 mm. (5/16") y 9.53 mm. (3/8")	A3 12.70 mm. (1/2") 15.88 mm. (5/8") 19.05 mm. (3/4")	B1 Más de 19.05 mm. (3/4") x 50.80 mm. (2")	B2 Más de 50.80 mm. (2") x 76.20 mm. (3")	B3 Más de 76.20 mm. (3") x 101.60 mm. (4")	B4 Más de 101.60 mm. (4")	C1 4.80 mm. (0.189") x 6.32 mm. (0.249")	C2 6.35 mm. (0.251") x 9.50 mm. (0.374")	C3 8.95 mm. (0.376") x 19.02 mm. (0.749")
Más 304.80 mm. (12") a 457.20 mm. (18")	653.00	312.00	384.00	509.00	701.00	-	-	787.00	374.00	461.00
Más 457.20 mm. (18") a 609.60 mm. (24")	504.00	250.00	288.00	422.00	648.00	902.00	931.00	605.00	302.00	346.00
Más 609.60 mm. (24") a menos 914.40 mm. (36")	365.00	192.00	221.00	331.00	557.00	768.00	802.00	442.00	230.00	269.00
De 914.40 mm. (36")	120.00	24.00	24.00	278.00	446.00	653.00	691.00	144.00	77.00	96.00
Más 914.40 mm. (36") y mayor	278.00	110.00	182.00	331.00	470.00	686.00	725.00	336.00	134.00	221.00

A = Aplicable a pedidos de cualquier cantidad en los espesores especificados; o intermedios en más de 100 tons. por partida. (Si los espesores son mayores de 6.35 mm. (1/4") y menores de 12.70 mm. (1/2"), se aplicarán -- los cargos de columna A2).

B = Aplicable a pedidos de cualquier cantidad en los espesores indicados o intermedios.

C = Aplicable a pedidos menores de 100 tons. por partida- en operaciones internacionales.

C. Cargos por largos.

	\$/Ton.
Más de 610 mm. (24") a 914 mm. (36")	365.00
Más de 914 mm. (36") a 1524 mm. (60")	240.00
Más de 1524 mm. (60") a menos de 3048 mm. (120")	192.00
De 3048 mm. (120") a menos de 6096 mm. (240")	83.00
De 6096 mm. (240")	48.00
Más de 6097 mm. (240") a 9144 mm. (360")	83.00
Más de 9144 mm. (360") a 12192 mm. (480")	154.00
Más de 12192 mm. (480") a 12954 mm. (510")	240.00
Más de 12954 mm. (510")	365.00
3048 mm. (120"), 4572 mm. (180") y 6096 mm. (240") para ancho de 914.40 mm. (36")	BASE

Acero Inoxidable.-

TIPO	CAL	P R E C I O P O R K I L O			
		- 100	101- 499	500 - 999	más de 1000
304	3/4	43.90	39.00	37.00	35.00

	1/2 3/8 1/6 3/16	40.00	36.60	33.70	32.00
316	3/4	52.50	46.70	44.20	42.00
	1/2 3/8 1/4 3/16	47.50	42.20	40.00	38.00

V. COSTOS.

1. Estimación De Costos en la Ingeniería Química.

La necesidad de efectuar estimaciones de costos, ha surgido como una consecuencia de la cada vez más compleja y creciente industria tecnificada, que requiere de métodos de planeación y ejecución constantemente mejorados que permitan llegar a la puntual conclusión de la construcción y la eficaz operación, ya en funcionamiento de dichas industrias.

Uno de los pasos más importantes en el diseño y proyecto de las plantas modernas de proceso, es el de una correcta estimación de costos, pues esto juega un papel tan importante que, puede decidir si el proyecto se lleva a su realización ó no.

Como gracias al gran desarrollo de la ingeniería química, ha sido posible la concepción, construcción y operación de estas plantas, la estimación de costos constituye para ella una herramienta de gran importancia que se perfecciona cada vez más, repercutiendo directamente en la obtención de proyectos mejor realizados con las consiguientes ventajas como son: ahorro de tiempo en reestimaciones, ahorros considerables de dinero por mantenerse la inversión dentro de la estimación original y finalmente, como una --

consecuencia, contribuyendo a la reducción en el tiempo de la construcción.

Todas estas ventajas son parte de los objetivos principales que se persiguen en los nuevos proyectos, es por ello, que el renglón de estimación de costos debe ocupar un puesto importante dentro de la complicada organización de ingeniería que realiza este tipo de actividades.

1.2. En que consiste la estimación de costos?.

La estimación de costos está constituida por una serie de procedimientos, mediante los cuales es posible conocer aproximadamente desde el costo de algún elemento integrante de una planta completa, sabiendo de antemano algunas características de ese elemento o planta como pudieran ser: capacidad, potencia, costo unitario de producción, valor unitario de venta, etc.

Los métodos a seguir para lograr la estimación de costos son muy diversos, tanto por la forma de realizarlos, como por la exactitud que ofrecen. Obviamente, aquel que ofrece más exactitud, es el que más tiempo toma y más información pide. En muchas ocasiones, la recabación de la información toma más tiempo del que justifica el avance del proyecto, entonces se prefiere sacrificar un poco la exac-

titud por la urgencia de elaborar una estimación que dé una idea aproximada de la inversión que es necesaria hacer.

Cuando el tiempo no es un factor tan decisivo, la elaboración de la estimación, se hace en forma más minuciosa y detallada, llevando durante la realización del proyecto, un estricto control de costos que apegue lo más posible lo gastado con lo estimado. En caso de variaciones considerables, debe hacerse una investigación de la causa de la variación, tratando de corregirla lo más posible, a fin de evitar que la estimación sea errónea.

En algunos casos, se tienen métodos específicos de estimación, de acuerdo al tipo de planta que se construya, - esto simplifica muchas veces el tener que estudiar todos -- los procedimientos en detalle.

En general, la estimación de costos está basada en -- los siguientes puntos:

- A) Definición de los elementos de costo de tal manera que los archivos de costos y las estimaciones tengan una misma base.
- B) Recopilación de los archivos de costo, basados - en estas definiciones.
- C) Clasificación y agrupamiento de los archivos de costos.

- D) Análisis de las relaciones entre los archivos de costo.
- E) Utilización de los procedimientos basados en estas relaciones y en los archivos de costos recolectados y clasificados para hacer las estimaciones de costos.

1.3. Forma de efectuar la estimación de costos.

Deben recopilarse y organizarse un número considerable de datos antes de que los procedimientos de estimación de costos sean útiles al estimador. El trabajo preparatorio para hacer la estimación de costos, incluye organización de los datos de estimación, así como el uso de métodos de ajuste de los archivos de costos a precios comunes, esto es, referidos todos a la fecha a la cual se efectuará la estimación.

Organización de los datos de costos: La estimación de costos para una planta moderna de proceso, incluye tantos aspectos, que es absolutamente indispensable disponer de algunos medios que puedan organizar todos los datos recopilados. Los costos se archivan de modo que estén fácilmente a la mano para usarse en nuevas estimaciones, lo cual se logra con un sistema numérico standar.

Para establecer este sistema numérico de cuentas, los

siguientes objetivos deben considerarse:

- A) La lista contable para una estimación de costos, debe presentar un cuadro lógico de acuerdo a lo que se quiere estimar.
- B) Deben crearse subdivisiones individuales contables que constituyan unidades de trabajo y que a su vez puedan ser fácilmente separadas e identificadas con el total.
- C) Las cuentas estandar, deben ser lo suficientemente completas que reduzcan la posibilidad de prestar más atención a un mayor elemento de la estimación de costos.
- D) El sistema contable debe ser útil para usarse en máquinas tabuladoras, reduciendo así el costo de la obtención de la información para los proyectos grandes.
- E) El sistema debe ser tan simple como se pueda, consistente con el gran número de unidades que deben clasificarse y además debe llenar los muchos propósitos, para los cuales debe servir.

Las estimaciones de costo deben separarse en divisiones primarias, cada vez una compuesta por un mayor elemento de operación. Estas divisiones primarias establecen el propósito que deben cumplir las instalaciones en esa divi-

sión y no el método o tipo de equipo que va a usarse. Estas deben ser enlistadas tanto como sea posible, en secuencia de operación.

Los principales tipos de estimación se detallan a continuación.

1.4. Tipos estimados y grados de aproximación.

Estimados de orden de magnitud.

Los estimados de orden de magnitud, se preparan por lo general con muy poca información, por lo que el porcentaje de desviación aceptable es de + 30%. El objeto de tales estimados es el poder contar en la fase inicial de un proyecto con la información de los costos aproximados en lo que respecta a equipos y materiales de proceso y por medio de éstos, los costos de ingeniería, diseño y dibujo -- que se requieran para el desarrollo del proyecto, ya que por medio de los datos que este análisis proporciona, es posible tomar decisiones sobre la viabilidad de llevar a cabo la inversión o proceder a estudios más profundos.

La información que se requiere para llevar a cabo un estimado de orden de magnitud, es el tipo de proceso que se va a manejar y las cantidades totales aproximadas de la alimentación o del producto final que la planta va a mane-

jar, debiéndose precisar dentro de lo posible, si el proceso es fluido, fluido-sólido o sólido, si es continuo o intermitente y finalmente la naturaleza de la unidad o planta que se construirá, esto es, si es una planta nueva en sitio nuevo, una unidad nueva en un sitio o planta existente o si es una expansión dentro de una unidad en funcionamiento. Es obvio que estar dentro del límite de error es resultado de la calidad y cantidad de los datos suministrados.

Estimados preliminares.-

Generalmente este tipo de estimados es el paso posterior al estimado de orden de magnitud, desde luego en caso de que este último hubiere arrojado un resultado positivo. Tienen como finalidad el poderse utilizar para la asignación de fondos en un presupuesto de compra y construcción-debiéndose contar para su elaboración con la siguiente información:

Cantidad y calidad del producto a elaborar, cualquiera que sea.

Necesidades estimadas de servicios. (Volumen de agua de enfriamiento, vapor, demanda requerida de energía eléctrica, capacidades de drenaje, etc .)

Capacidades en almacenamiento y facilidades de manejo.

Diagrama de flujo, lista de equipos preliminares, en-

los que se debe precisar en términos generales las di menciones de los equipos, su arreglo y su disposición temperatura y presión de diseño, los flujos en los e- quipos principales, indicados y de ser posible, un ín dice de la instrumentación necesaria para el control- automatizado del proceso; finalmente, las especifica- ciones y tipos de los materiales de construcción de - los equipos.

En base a la información anteriormente suministrada, - se procede a elaborar el estimado preliminar, pudiendose hacer entre otros, por alguno de los métodos siguientes:

A) Método del Factor Exponencial.

Este método se fundamente en el conocimiento del cos- to de un equipo o planta de capacidad determinada, igual- o muy similar al que se está evaluando, razon por la que e es necesario disponer de una lista de equipo preliminar di mensionada, enplenos para el cálculo la siguiente ecua- ción:

$$C_2 = C_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^E$$

donde:

C_2 = Costo del equipo que se investiga.

C_1 = Costo base de referencia.

P_1 y P_2 = Capacidades o tamaños respectivos.

E= Exponente.

El uso de la ecuación anterior es limitado, ya que al extrapolarse a valores aproximadamente diez veces el rango del equipo base, se puede incurrir en errores considerables, debido sobre todo al aumento no proporcionado del costo, con respecto a la capacidad o tamaño del equipo o planta que se está evaluando.

Con datos de costo de equipo de más de una capacidad, es posible derivar un factor exponencial adecuado y que se ajuste más a las necesidades particulares de un proyecto o de algún en especial.

El exponente se calcula por medio de la pendiente de la gráfica logrítica de datos de costo contra capacidad o tamaño de equipos o plantas de la misma naturaleza.

B.- Método de la Aplicación de Índices.

Una segunda técnica al elaborar estimados preliminares es la consideración de los costos de partidas iguales de equipo durante los años anteriores a la fecha en que se realiza el estimado o a la fecha de la compra programada, por lo que se emplean índices o sean, indicadores numéricos de los cambios relativos de los costos, a partir de un año que

se toma en cuenta como base, fecha a la que son referidas las variaciones que aquellos tienen. El cálculo del costo actual se realiza por la aplicación de la siguiente ecuación:

$$C_2 = C_1 \left(\frac{i_2}{i_1} \right)$$

donde:

C_2 = Costo del equipo que se investiga.

C_1 = Costo base de referencia.

i_1 e i_2 = Índices respectivos.

Normalmente se cuenta con índices que abarcan fundamentalmente cuatro componentes principales en el costo de una planta que son:

- A Equipo, materiales y soportería.
- B Trabajo de erección e instalación.
- C Edificios, materiales civiles y construcción.
- D Ingeniería, diseño, dibujo y supervisión.

Desde luego, el número total de partidas principales pueden ser más o estar subdivididas en sub-índices componentes del índice principal.

C.- Método de porcentajes.-

Este método se fundamenta en los análisis estadísti--

cos de cada tipo de plantas de proceso y es comunmente utilizado al efectuar estimados preliminares.

El procedimiento se basa en considerar porcentajes pesados dentro del total de proyectos afines o del mismo tipo, con objeto de determinar en base a un renglón de referencia todos los demás.

En el caso de que los renglones de referencia tengan subcomponentes, se pueden aplicar asimismo porcentajes de composición, por ejemplo cada tipo de equipo de proceso, - cada especialidad que interviene en ingeniería, etc.

Cualquiera de los métodos que se sigan al elaborar un estimado preliminar, el porcentaje de error permisible no debe salir de un 20% . Los métodos anteriormente señalados son los que mayor aplicacion tienen.

Estimados detallados.-

El estimado detallado se elabora normalmente cuando el avance del proyecto es sensible, por lo general, cuando la ingeniería básica está concluída y se tiene localizado el terreno. Error permisible + 5%.

2. Acero Inoxidable.

2.1. Tipos de acero que se utilizan en equipo químico.

De los diferentes tipos de acero inoxidable, que aquí anotamos, algunos no se traen a México, pero el grupo importador principal está en disposición de hacerlo. De los que anotamos, los más usados son el 304, el 316 (ambos austeníticos) y el 430 que es ferrítico.

TIPOS	MAYORES APLICACIONES.
304	Tuberías.
304 L	Partes para equipo químico.
316	Plantas químicas y tuberías.
316 L	Plantas químicas y tuberías.
317	Plantas químicas y tuberías.
321	Plantas químicas y tuberías.
430	Plantas químicas y tuberías.

2.2. Composición química de los aceros mencionados.

TIPO ACERO.	COMPOSICION QUIMICA (%)									
	C	Si	Mn	P	S	Ni	Cr	Mo	Cu	O T R O S .
304	0.08	1.00	2.0	0.045	0.030	8.0- 10.5	18.0- 20.0	°	°	°
304L	0.02	1.00	2.0	0.045	0.030	8.0- 12.0	18.0- 20.0	°	°	°
316	0.08	1.00	2.0	0.045	0.030	10.0- 14.0	16.0- 18.0	2.0- 3.0	°	°
316L	0.030	1.00	2.0	0.045	0.030	10.0- 14.0	16.0- 18.0	2.0- 3.0	°	°
317	0.08	1.00	2.0	0.045	0.30	11.0- 15.0	18.0- 20.0	3.0- 4.0	°	°
321	0.08	1.00	2.0	0.045	0.030	9.0- 12.0	17.0- 19.0	°	°	Tl 5 xC% mín.
430	0.12	1.00	1.0	0.040	0.030	°	16.0- 18.0	°	°	°

2.3. Propiedades y aplicaciones.

304. Propiedades: El acero inoxidable más ampliamente usado. Su resistencia a la corrosión, resistencia al calor, fortaleza a bajas temperaturas y sus propiedades mecánicas, son mucho mejores que los aceros tipo Cr, por su contenido de Ni. Sus propiedades de formación y endurecimiento son excelentes. No es magnético.

Aplicaciones: Es usado en la industria de los alimentos, en la industria química y en la industria textil.

304L. Propiedades: Acero Cr-Ni con un extremado bajo contenido de carbono. Su resistencia a la corrosión, un estado ordinario es similar al de 304, pero es excelente también en su resistencia frente a la corrosión interangular. No es magnético.

Aplicaciones: Para partes y estructuras a las cuales no se debe aplicar tratamientos de calor, después de la soldadura, para la industria química, industria del carbón, industria petrolera y en tanques de almacenamiento. Es normalmente usado a temperaturas menores de 400°C.

316 Propiedades: Por su contenido de Mo, tiene una excelente resistencia a la corrosión. No es magnético.

Aplicaciones: Para la industria química, industria de los alimentos, industria fotográfica, textil y exteriores de construcción cerca del mar.

316L Propiedades: Acero Cr-Mo con Mo y un contenido extremadamente bajo de carbón. Sus propiedades son similares a aquellos del 316; no es magnético.;

Aplicaciones: Para partes a las cuales después de soldar no se les puede hacer tratamientos de calor. Es apropiado para usos a menos de 420°C .

321. Propiedades. Particularmente adaptable a usos a temperaturas entre 430 y 900. No es magnético.

Aplicaciones: En tuberías de escape de motores de aviones, cubiertas de calderas, juntas.

430. Propiedades: El más popular de los aceros tipo Cr, -- con una extremada resistencia a la corrosión es magnético.

Aplicaciones. Para usos en la industria de refinación del petróleo y en la industria del ácido

do nítrico, además en la industria de los alimentos y en aplicaciones eléctricas.

2.4. Resistencia a la corrosión de aceros inoxidables
contra ácidos, alcalis, sales y otros corrosivos.

Soluciones Prueba.	Concentración	Temperatura	304	316	430
Acido Nítrico.	5 %	20 °C	A	A	A
	20 %	20 °C	A	A	A
	50 %	Ebullición.	A	A	A
	Sol alta concentración	Ebullición.	D	D	D
Acido Sulfúrico.	5 %	20 °C	C	B	C
	5 %	Ebullición.	E	C	E
	50 %	20 °C	D	C	-
	50 %	Ebullición.	E	D	E
	Sol. alta concentración.	20 °C	A	A	A
		Ebullición.	D	D	D
Acido Hidroclorídrico.	-	20 °C	E	E	E
Acido Fosfórico.	1 %	20°C	++A	++A	++A
	5 %	20°C	A	A	A
	10 %	20°C	C	A	D

Soluciones Prueba.	Concentración	Temperatura	304	316	430
Acido Oxálico.	5 %	20 °C Ebullición	A	A	A
	10 %		D	C	-
Acido Acético.	5-10%	20 °C	A	A	A
	20-100%	20 °C	A	A	B
	50 %	Ebullición	C	B	-
Acido fórmico	5 %	20-60 °C	B	A	C
Acido láctico	5%	20 °C	A	A	B
	5%	65 °C	B	A	B
	10%	Ebullición	C	B	-
Acido butírico.	5%	20-65 °C	A	A	A
Acido cítrico	5 %	20-65 °C	A	A	A
	15 %	Ebullición	A	A	B
Acido crómico	5 %	20 °C	A	A	B
	10 %	Ebullición	C	B	D
Ioduros	-	-	E	D	E
Cloruros	-	20 °C	E	E	E

Soluciones	Concentración	Temperatura	304	316	430
Gas clorado	seco	20 °C	C	B	C
	Húmedo	20 °C	D	C	D
Acido tartárico	-	20 °C	A	A	C
Acido oleico	-	20 °C	+A	A	+B
Acido maleico	-	100 °C	B	A	B
Hidroxido de calcio	10-20%	Ebullición	A	A	-
	50 %	Ebullición	C	B	-
Sosa caústica	-	-	A	A	A
Carbonato de Na	5%	20-65 %	A	A	A
Sulfato de amonio.	1 - 5%	20 °C	A	A	A
Tiosulfato de sodio	5-10 %	20-56 °C	A	A	C
Cloruro de Na.	5 -20%	20-65 °C	+A	+A	+A
	saturada	Ebullición	B	A	-
Cloruro de Zn	5 %	20 °C	+A	+A	+A
Sulfato de Zn	5% saturada	20 °C	A	A	A

Soluciones Prueba	Concentración	Temperatura	304	316	430
Alcohol etílico.	-	20°C Ebull.	A	A	A
Alcohol metílico.	-	20°C 65 °C	A +C	A B	A C
Cloroformo	-	20 °C	A	A	A
Vinagre	-	20 °C	+A	A	A
Leche	-	65 °C	A	A	A
Miel	-	-	A	A	A
Gasolina	-	-	A	A	A
Jugo de frutas.	-	-	A	A	A
Mayonesa	-	20 °C	+A	A	-
Gelatina	-	-	A	A	A
Glicerina	-	-	A	A	A
Café	-	Ebullición	+A	A	+A
Cerveza	-	-	A	A	-

Donde:

- A = Resistencia suficiente a la corrosión menor de 0.0089 mm/mes.
- B = Resistencia satisfactoria a la corrosión 0.0089 a --- 0.089 mm/mes.
- C = Considerable resistencia a la corrosión. 0.089 a 0.25 mm/mes.
- D = Poca resistencia a la corrosión. 0.25 a 0.89 mm/mes.
- E = Ninguna resistencia a la corrosión por encima de 0.89 mm/mes.
- ++ = Susceptible a la corrosión en presencia de ácido clorhídrico.
- + = Susceptible a corrosión.

2.5.. Propiedades mecanicas.

TIPO	Resistencia minima a la tensión		Resistencia minima al vencimiento		Eloneación min. %
	Psi	Kgf/mm ²	Psi	Kgf/mm ²	
304	75 000	53.0	30,000	21.0	40.0
304 L	70 000	49.0	25,000	17.5	40.0
316	75 000	52.0	30,000	21.0	40.0
316 L	70 000	49.0	25,000	17.5	40.0
430	65 000	45.5	30,000	21.0	22.0

3. Acero al carbón.

Los aceros al carbón que se utilizan en torres de destilación son los siguientes:

A 283 GRADOS C.

A 285 GRADOS C.

el primero se utiliza en torres atmosféricas y el segundo en torres presionadas.

Hay otros tipos de aceros tanto para torres atmosféricas como para presionadas, pero los tipos mencionados son los más utilizados en México (además especificados por ASME para estos propósitos).

E S P E C I F I C A C I O N E S

TIPO DE ACERO	Resistencia a tracción T_m / Cm^2 .	Punto de fluencia.		Alargamiento mínimo porcentaje.	
		min	No por debajo de: T_m/cm^2 .	en 20 cm	en 5cm
A283C	3.86 - 4.57	0.5 RT	2.11	105450/RT	24
A285C	3.86 - 4.57	0.5 RT	2.11	105450/RT	-

Estos aceros se utilizan en rangos de corrosión fuera de los rangos inferiores mencionados en la tabla de aceros inoxidables, "Resistencia a la corrosión".

IV. CONCLUSIONES.

1.- Al observar los resultados, se deduce que es posible obtener el costo de una torre para fines preliminares, teniendo datos elementales como son: Diámetro de la Torre, Altura, Número de Platos, Espesor en las diferentes secciones de la misma, etc.

2.- Para el caso en que se tienen los datos anteriores, solo se substituyen en las fórmulas deducidas, pero si este no es el caso en el Capítulo IV, se explica en forma breve la forma de obtención.

3.- Se presentará el caso de que en una torre se utilice tanto acero al carbón como acero inoxidable, dependiendo de las características de la misma, así como de la sección o accesorios fabricados, por lo que en estos casos el costo se obtiene de la siguiente manera: Calculando el peso total de cada uno de los diferentes aceros, (al carbón ó inoxidable), se multiplican por el precio del acero y finalmente por el factor estructuración (todo esto por separado), se suman los resultados y este será el costo estimado preliminar de la torre.

B I B L I O G R A F I A

- 1.- WINKLE M. V.
DISTILLATION
First Edition.
Mc Graw Hill Book Co.,
1967. U.S.A.
- 2.- TREYBAL R. E.
OPERACIONES CON TRANSFERENCIA DE MASA.
2a. Edición.
Editorial Hispano Americana, S. A.
Buenos Aires, Argentina, 1973.
- 3.- PERRY J. H.
CHEMICAL ENGINEERS HANDBOOK
4th. Edition.
Mc Graw Hill Book Co.,
Tokio, 1963.
- 4.- MADDOX, R. N.
CHEMICAL ENGINEERING
CALCULATIONS FOR MULTICOMPONENT DISTILLATION.
December 11, 1961. p. 169.
- 5.- JONES, H. M. Jr.
CHEMICAL ENGINEERING.
SHORT CUTS IN DISTILLATION DESIGN.
August 7, 1961. p. 45.
- 6.- GILLILAND, E. R. AND C. E. REED.
IND. ENG. CHEM.
34 : 551 (1942).
- 7.- BROWNELL LLE. AND E. H. JOUNG.
EQUIPMENT DESIGN.
1st. Edition.
John Wiley and Sons, Inc.
New York 1959.
- 8.- ASME. BOILER AND PRESSURE VESSEL CODE. SECC. II
MATERIAL SPECIFICATION. PART A. FERROUS.
THE AMERICAN SOCIETY OF MECHANICAL ENGINEERS UNITED EN
GINEERING CENTER.
Edition 1971. U.S.A.

- 9.- ASME. BOILER AND PRESSURE VESSEL CODE.
SECCTION VIII
RUELES OF CONSTRUCTION OF UNFIRED PRESSURE VESSELS.
THE AMERICAN SOCIETY OF MECHANICAL ENGINEERS UNITED -
ENGINEERING CENTER.
Edition 1965. U.S.A.

- 10.- MARKS. L. S.
MANUAL DEL INGENIERO MECANICO DE MARKS.
Primera Edición.
Editorial Hispano Americana S.A.
México 1960.

- 11.- CHILTON C. H.
COSTENGINEERING IN THE PROCESS INDUSTRIES.
Mcraw Hill Book Co. Inc.
New York 1960.