

2e
36



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



**EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA**

**COSTO ENERGETICO DE LAS FUERZAS DIRECTRICES
EN DIVERSAS OPERACIONES INDUSTRIALES**

T E S I S

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO**

P R E S E N T A

MIGUEL GONZALEZ AVENDAÑO

1986



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

INDICE

CAPITULO I	INTRODUCCION Y GENERALIDADES	1
CAPITULO II	TRANSFERENCIA DE MOMENTUM (Flujo de fluidos en tuberías)	9
CAPITULO III	TRANSFERENCIA DE CALOR (Cambio- res de coraza y tubos)	21
CAPITULO IV	TRANSFERENCIA DE MASA (Destilación)	37
CAPITULO V	REACCION QUIMICA (Reactores catalí- ticos de lecho fijo)	56
CAPITULO VI	CONCLUSIONES	84

C A P I T U L O I

I N T R O D U C C I O N Y G E N E R A L I D A D E S

INTRODUCCION Y GENERALIDADES

Esta tesis es una invitación para considerar, en las operaciones y proyectos industriales, el impacto que tiene el costo y uso de la energía en los costos totales de los procesos. De tal manera proponer un equilibrio de los costos del capital y de la energía para lograr procesos óptimos en cuanto a la energía utilizada en ellos.

Como consecuencia se plantea la pregunta básica: ¿Cual es el impacto económico para una operación que no es óptima?. Para esto tendremos que desarrollar y observar las curvas energía-capital que están basadas en relaciones "simples" de la ingeniería química, aunque en la realidad las relaciones de operaciones industriales no se representan por modelos exponenciales sencillos y obvios, se pueden obtener buenas aproximaciones con el uso de ellos.

Las posibilidades de realizar operaciones de proceso que permitan ahorrar energía están implícitas en las relaciones fundamentales que explican los fenómenos que ocurren en los diversos procesos y equipos industriales. Además están regidas por las relaciones entre el costo de los equipos utilizados y su capacidad.

Estas relaciones se pueden presentar en tres grupos:

A.- RELACIONES INTERNAS: Son relaciones directas entre el tamaño del equipo y el consumo de energía y se derivan de las relaciones implícitas que se definen adelante. En las relaciones internas - podemos notar que el efecto de aumentar la energía gastada (generalmente en el mantenimiento de gradientes importantes para acelerar el proceso), conduce a una reducción del tamaño del equipo dicho de otra manera, para disminuir el consumo de energía, el tamaño de los equipos tendrán que aumentar (por las irreversibilidades termodinámicas). Dichas relaciones expresadas como relaciones exponenciales simples que nos den expresiones útiles dentro de un intervalo de interés práctico, podemos plantearlas en general como sigue:

$$(\text{Tamaño de equipo}) \sim \frac{1}{(\text{consumo de energía})^{E_1}}$$

Nótese la relación directa entre el tamaño del equipo y el consumo de energía.

B.- RELACIONES IMPLÍCITAS: Las relaciones implícitas son relaciones semiempíricas derivadas de los fenómenos y sus mecanismos; - algunas veces se derivan de grupos adimensionales característicos de las operaciones particulares de un proceso. Se obtienen - mediante la investigación tecnológica de dichas operaciones particulares para los diversos procesos en la industria química.

Todas las relaciones internas implícitamente contienen una o más relaciones entre las dimensiones del equipo y la energía consumida.

C.- RELACIONES DE CAPITAL: Son relaciones específicas y empíricas del costo del equipo en función de su tamaño, frecuentemente suministradas por los fabricantes del equipo particular o aparecen condensadas en la literatura específica(*).

Las curvas de costo de capital, también pueden expresarse en el intervalo de interés práctico, como relaciones simples entre el tamaño del equipo y su costo, de la siguiente manera:

$$(\text{costo de equipo}) \sim (\text{tamaño del equipo})^{E_2}$$

Al combinar las relaciones de capital y las relaciones internas resulta una expresión para el costo de capital en función del consumo de energía.

$$(\text{costo de equipo}) \sim (\text{consumo de energía})^{E_1 E_2}$$

Así; si dividimos el costo de equipo entre el tiempo de depreciación para darnos el costo de capital anual (C_c), y adicionamos a este el costo anual de energía (C_E), tendremos entonces el costo total anual asociado a una operación (C_T):

(*) Modern Cost Engineering; Methods and Data; Chem. Eng. Magazine Mc Graw-Hill Book Co. 1978. Peters and Timmerhaus; "Plant Design and Economics for Chemical Engineers"; Chem. Eng. Series Mc Graw-Hill Book Co. 1980. A. Robert and Newton R. "Chemical Engineering Cost Estimation" Mc Graw-Hill Book Co. 1955.

$$C_T = C_C + C_E = (\text{Costo de capital anual}) + (\text{costo anual de energía})$$

$$= \frac{\text{Costo de equipo}}{\text{Tiempo de depreciación}} + (\text{Costo de energía}) (\text{Consumo anual de energía})$$

Con lo que finalmente obtenemos la expresión:

$$C_T = \frac{K_1}{E^{K_2}} + K_3 E \dots\dots\dots(a)$$

De esta manera se puede ver entonces que:

$$K_3 E = C_E = \text{Costo anual de energía.}$$

$$K_1 E^{-K_2} = C_C = \text{Costo de capital anual.}$$

Donde:

K_1 = Constante de proporcionalidad para el costo anual-
de capital.

K_2 = Exponente del consumo de energía en el costo de ca-
pital = $(E_1 E_2)$.

K_3 = Constante de proporcionalidad para el precio de la
energía.

Ahora, para encontrar el consumo de energía óptimo (E_0); tomamos-
de (a) la diferencial de C_T con respecto a E , y lo hacemos igual-
a cero:

$$0 = \frac{d C_T}{d E} = -K_2 K_1 \frac{1}{(E)^{K_2+1}} + K_3 \dots\dots\dots(b)$$

Multiplicando (b) por E_0 , obtenemos:

$$K_2 K_1 \frac{1}{E_0 K_2} = K_3 E_0 \dots\dots\dots (c)$$

De la expresión (c) se observa que:

$$C_{C_0} = K_1 \frac{1}{E_0 K_2} \quad \text{y}; \quad C_{E_0} = K_3 E_0$$

C_{C_0} = Costo de capital anual con uso óptimo de energía (E.)

C_{E_0} = Costo anual de energía con uso óptimo de la misma.

Entonces:

$$K_2 C_{C_0} = C_{E_0} \dots\dots\dots (d)$$

$$K_2 = \frac{C_{E_0}}{C_{C_0}} \dots\dots\dots (e)$$

La expresión (e) quiere decir que; cuando K_2 es menor que uno como en todas las operaciones que aquí se analizarán; en el punto óptimo, el costo anual de energía óptimo (C_{E_0}) es una fracción (K_2) del costo anual de capital óptimo (C_{C_0}).

De la ecuación (c) se derivan las expresiones (f), (g) y, (h) que a continuación veremos:

$$E_0 = \frac{K_2 K_1 (1/1 + K_2)}{K_3} \dots\dots\dots (f)$$

La expresión anterior permite calcular el uso óptimo de la energía (E_0) y a la vez nos permite conocer que tan cerca nos encontramos del consumo óptimo de energía en una operación particular por medio de la relación (E/E_0).

$$E_0^{-K_2} = \frac{K_3}{K_2 K_1} E_0 \dots\dots\dots (g)$$

$$\frac{K_1}{E_0} = \frac{K_3}{K_2 E^{-K_2}} \dots\dots\dots (h)$$

Sustituyendo las expresiones (g) y (h) en la ecuación siguiente:

$$\frac{C_T}{C_{T_0}} = \frac{K_3 E + K_1 E^{-K_2}}{K_3 E_0 + K_1 E_0^{-K_2}} \dots\dots\dots (i)$$

Obtenemos finalmente:

$$\frac{C_T}{C_{T_0}} = \frac{\frac{E}{E_0} + \frac{1}{K_2} \left(\frac{E_0}{E} \right)^{K_2}}{1 + \frac{1}{K_2}} \dots\dots\dots (j)$$

Esta última expresión es de capital importancia ya que con ella obtenemos la relación (el impacto) del costo total de una operación con respecto al consumo óptimo de energía (C_T/C_{T_0}). Con esta expresión resuelta para diferentes valores de K_2 , obtenemos las curvas de la gráfica "Energía-Capital"

Aunque las curvas para $K_2 \leq 1$, son notablemente planas en la región de "óptimo", hay ahorros de energía notables para la operación "óptima" con respecto a la operación "no óptima"; el aplana

miento de las curvas quiere decir que el ingeniero tiene un márgen de libertad en la elección del proyecto, esto es algo novedoso en el desempeño del ingeniero de forma que puede modificar el tamaño del equipo en un rango dado y aún obtener el aprovechamiento óptimo de la energía. Lo anterior es menos frecuente para procesos con operaciones cuyas K_2 'S sean mayores de 0.5; - estos serán procesos prioritarios para optimizar en ellos el -- uso de energéticos.

Existen también otras maneras imaginativas y productivas a la vez para ahorrar energía que el simple deslizamiento sobre las curvas de "Energía-Capital", como la innovación tecnológica o - la selección de rutas tecnológicas alternas.

Las nuevas tecnologías suelen estimular a las convencionales ó-maduras para realizar mejoras significativas, y a la actividad de desarrollo en ambas está influenciada por la cantidad de reservas de energéticos; hidrocarburos principalmente.

CAPITULO II

TRANSFERENCIA DE MOMENTUM

(FLUJO DE FLUIDOS EN TUBERIAS)

TRANSFERENCIA DE MOMENTUM
FLUJO DE FLUIDOS EN TUBERIAS.

Los procesos industriales exigen necesariamente el flujo de fluidos a través de tuberías, conductos y del equipo del proceso.

En ingeniería química se trata frecuentemente con flujo a través de tuberías y/o tubos llenos de fluidos en movimiento.

El flujo a través de conductos circulares es importante ya que - como hemos mencionado, los fluidos se transportan generalmente - por el interior de tubos o tuberías de sección circular, que - - existen en una amplia variedad de tamaños, espesor de pared y materiales de construcción como veremos después.

No existe una distinción clara entre los términos tubo y tubería (*); sin embargo anotaremos algunas diferencias; en general las tuberías tienen pared gruesa, diámetro relativamente grande y se fabrican en longitudes entre 6 y 12 metros; los tubos, son de pared delgada, y con frecuencia se encuentran en forma de rollos de muchos metros de longitud. La pared de las tuberías es generalmente algo más rugosa, mientras que la de los tubos es lisa. Los tramos de tubos y tuberías se pueden unir por bridas y soldaduras. Las tuberías pueden unirse, además, mediante conexiones roscadas. Finalmente los tubos se fabrican por extrusión o laminación en frío, mientras que las tuberías se fabrican por soldadura o moldeo.

(*) del inglés tubing y piping.

Por lo anterior al decir tubería, para nuestro propósito, nos es ta re m s r e f i r e n d o l o s r e f i r e n d o l o s t i p o s de co n d u c t o .

El diseño y la estimación del costo del equipo y sistemas utilizados para la transferencia y manejo de materiales es vital en todo tipo de diseño de plantas. Los sistemas de tuberías son parte integral de las plantas químicas ya que dichos sistemas son los más comunes en la transferencia de materiales.

Los costos de instalación de tuberías son elevados y pueden variar del 50% al 75% del costo total del equipo (*) dependiendo de la "complejidad" del circuito.

La complejidad del circuito es una medida del tipo de arreglo es p a c i a l , del número de corrientes independientes y de las recircu l a c i o n e s del equipo; así, se puede entonces dividir en tres tipos

1.- Cerrada; área limitada de trazado de líneas, espaciamento mínimo entre equipos, concentración máxima de accesorios dentro de un área limitada de trabajo.

2.- Normal; área media de trazado de líneas, con "rack" central de tubería, espaciamento estandar de equipo y áreas de trabajo libres.

(*)K. M. Guthrie. "Capital Cost Estimating". Chem.Eng. 76(6)
p-131 1969.

3.- Suelta; líneas generalmente rectas (uso mínimo de codos), - patios y áreas de trabajo libres, poca concentración de accesorios buen espaciamiento de equipos con "rack" central de tubería.

El flujo de líquidos, gases, vapores, suspensiones y muchos -- otros sistemas fluidos han sido suficientemente estudiados para permitir evaluar las situaciones de procesos para fluidos newtonianos. En un fluido newtoniano, el gradiente de velocidad es -- obviamente proporcional al esfuerzo cortante. La constante de -- proporcionalidad se llama viscosidad. Los fluidos no-newtonianos empiezan a fluir hasta que se alcanza un esfuerzo cortante límite (punto de cedencia) y la constante de proporcionalidad es -- una función del esfuerzo cortante.

Un factor principal involucrado en el diseño de sistemas de -- transporte en tuberías es la cantidad de energía necesaria para mover el fluido en una operación en particular. La energía mecánica requerida se suministra por medio de bombeo para vencer la resistencia a la fricción, cambios en la elevación, cambios en la energía interna, y otras resistencias presentes en el sistema de flujo.

Los efectos de fricción son de gran importancia en flujo de -- fluidos. En muchos casos, la fricción puede ser la causa principal de la resistencia al flujo de un fluido a través de un sistema dado. Obviamente, para un flujo turbulento y para un determinado número de Reynolds, una tubería rugosa da un factor de --

fricción mayor que una tubería lisa, por consiguiente, si se puliera una tubería rugosa, el factor de fricción disminuye y llega a un momento en que si se sigue puliendo ya no se reduce más el factor de fricción. Se dice entonces que el tubo es hidráulicamente liso. Consideremos un ejemplo común, agua que pasa a través de un tubo; si no intervinieran los efectos de fricción podrían utilizarse tubos de diámetros pequeños para cualquier velocidad de flujo (nótese que este es un aspecto de gran importancia en el dimensionamiento y cantidad de energía requeridos en un sistema de flujo de fluidos). Bajo estas condiciones (efectos de fricción ausentes) la energía de bombeo requerida para hacer pasar 100,000 galones de agua por hora a través de un tubo de 1/8 de pulgada sería la misma que se requeriría para hacer pasar el mismo volumen de agua a través de un tubo de igual longitud pero con un diámetro de 2 pies; lo que no ocurre en la realidad es decir, en cualquier proceso real los efectos de fricción están presentes y son de gran importancia.

Cuando los fluidos fluyen a través de una tubería, la cantidad de energía perdida debida a la fricción depende de las propiedades del fluido como de las características de la tubería. Para el caso de flujo a régimen permanente a través de tubería recta con diámetro constante, las variables que afectan las pérdidas por fricción son la velocidad de flujo del fluido (V), la densidad del fluido (ρ), la viscosidad del fluido (μ), el diámetro del tubo (D), su longitud (L) y la rugosidad equivalente (ϵ). Aplicando el método de análisis dimensional a estas variables, se --

obtiene la siguiente expresión diferencial que nos permite conocer las pérdidas por fricción en el sistema y se conoce como -- ecuación de Fanning;

$$- (dp_f / \rho) = 2fv^2 (dL/g_c D)$$

donde:

dp_f ; es la caída de presión por fricción.

ρ ; es la densidad del fluido.

f ; es el factor de fricción de Fanning. (adimensional)

dL ; longitud del tubo.

g_c ; factor de conversión de la ley de movimiento de Newton, en el sistema internacional (SI) su valor es -- igual a $9.8067 \text{ Kg-m/k}_g \text{ - s}^2$

D ; diámetro del tubo.

El factor de fricción está basado en datos experimentales y se ha encontrado que es función del número de Reynolds y de la rugosidad relativa de la tubería (ϵ/D). Los métodos para la determinación del factor de fricción (f) no son de gran exactitud -- ($\pm 10\%$). Las relaciones desarrolladas; para cálculos aproximados; entre el factor de fricción y el número de Reynolds son generalmente para números de Reynolds pertenecientes a flujos turbulentos, de las cuales mostraremos enseguida dos de ellas(*):

(*)Peters & Timmerhaus "Plant design and economics for chemical engineers" p-512 Chem. Eng. Series Mc.Graw-Hill 1980.

Para tuberías pulidas; $f = 0.046/Re^{0.2}$
Para tuberías nuevas de hierro y acero: $f = 0.04/Re^{0.16}$

Cuando el número de Reynolds (Re) es menor de 2.100 (régimen laminar), los experimentos realizados demuestran que la superficie de la tubería no influyen sobre el factor de fricción, por lo -- tanto para todo tipo de tuberías, cuando el régimen es laminar, se puede emplear un valor de:

$$f = 16/Re = 16 \mu / DV$$

La región crítica se encuentra en un rango de número de Reynolds entre 2,100 y 4,000(*); en este rango hay dudas ya que no se puede decir que el flujo es laminar o turbulento. Para propósitos - de diseño en la práctica común se supone que el flujo turbulento se presenta a números de Reynolds mayores de 2,100.

Si el área de sección transversal de un tubo varía gradualmente a una nueva área de sección transversal ligeramente diferente a la anterior, las alteraciones en el patrón de flujo pueden ser - tan pequeños que la energía perdida por fricción debido al cambio en la sección transversal es despreciable. Si el cambio es repen- tino y apreciable, se notará también un cambio apreciable de la- de la energía mecánica perdida por fricción.

(*) W.L. McCabe & J.C. Smith. "Unit Operations of chemical engineering" p-86 Mc Graw-Hill 1956

De la misma manera, la presencia de codos, accesorios, válvulas, orificios y otras instalaciones que provocan una alteración en el patrón de flujo causan pérdidas por fricción.

Por otro lado para la estandarización de tuberías de hierro y -- acero, originalmente se clasificaron en base al espesor de la pa red, como tubería estandar, extra-fuerte y doble-extra-fuerte. Las demandas de la industria moderna requieren especificaciones -- más precisas por lo que han hecho obsoletas estas tres clasi ficaciones. Las tuberías se especifican actualmente de acuerdo al es pesor de la pared por la fórmula para número de cédula designada por la ASA (American Standars Association); este número de cédu la se define como el valor aproximado de:

$$\text{Número de cédula} = 1000 \text{ Ps/Ss.}$$

Donde:

Ps : Presión interna de trabajo (lb_f/ft^2).

Ss : Presión que soporta el material de la tubería
(lb_f/ft^2).

El tamaño de la tubería se basa en el diámetro aproximado de esta y se define como diámetro nominal. Aún cuando el espesor de la pared varía dependiendo del número de cédula, el diámetro exterior de cualquier tubería para un diámetro nominal dado es -- constante e independiente del número de cédula. Esto permite el -- uso de accesorios estandares para el enroscado con tuberías y -- conexiones de diferentes números de cédulas.

Actualmente se utilizan diez números de cédulas para tuberías, - estos son 10, 20, 30, 40, 60, 80, 100, 120, 140 y 160. Para diámetros de tuberías arriba de 10 pulgadas, la cédula 40 corresponde al formato "estandar" y la cédula 80 corresponde al formato "extra-fuerte". El original doble-extra-fuerte no está representado por un número particular de cédula. En tuberías utilizadas para equipos de transferencia de calor; para especificar el espesor de la pared; se utiliza el sistema convencional BWG (Birmingham Wire Gauge) con números que van desde el 8 hasta el 18, con espesores de pared mayores para los de menor número y menores para los de mayor número.

Los materiales más comunes para tuberías en operaciones industriales son el bronce y el cobre, aunque también se utilizan tuberías para servicios especiales como las de aluminio, estaño, admiralty metal Muntz, monel, PVC, carbón, grafito, karbate, vidrio, latón de aluminio, níquel y sus aleaciones, etc., por mencionar algunos.

Para el desarrollo del diseño de un sistema de tubería deberán considerarse los siguientes parámetros:

- 1.- Elección del material y diámetro.
- 2.- Efectos de la temperatura de operación en la tubería (aislamiento, expansión térmica y congelación).
- 3.- Flexibilidad del sistema para impactos térmicos y físicos.
- 4.- Soporte y anclaje adecuados.

- 5.- Mantenimiento e inspección.
- 6.- Facilidad de instalación.
- 7.- Seguridad (factores de diseño, válvulas y sistemas con
tra incendio).

La ingeniería de diseño debe especificar el diámetro del tubo que deberá usarse en un sistema de tubería y considerará factores eco
nómicos para determinar el diámetro óptimo. Teóricamente, el diá-
metro óptimo es aquel que da el menor costo total anual de bombeo
para un sistema para un servicio dado.

Analicemos entonces las relaciones:

-Relación interna-

$$P \sim D^{-5}$$

-Relación implícita-

Es la relación para la pérdida de energía mecánica ocasionada por
por la fricción (ecuación de Fanning).

$$-(\Delta P_f / \rho) = 2fLV^2 / g_c D$$

Válida si la velocidad, densidad, temperatura y viscosidad del --
fluido permanecen constantes a través del tubo de diámetro cons--
tante, o, para aire, vapor o cualquier gas, solo si la caída de -
presión del sistema es menor del 10% de la presión inicial, y - -

Además, con régimen permanente de flujo. De donde:

$$-(\Delta P_f / \rho) = 2fLG^2/g_c \rho^2 D = (2fL/g_c) (Q\rho/A)^2 (1/\rho^2 D)$$

$$-(\Delta P_f / \rho) = 2fL/g_c (Q^2/\rho^2) 16\rho^2/\pi^2 D^5 = 32fL\rho^2/g_c \pi^2 (Q^2/\rho^2)(1/D^5)$$

Entonces de aquí se observa que:

$$P \sim D^{-5}$$

Donde:

$$V^2 = G^2/\rho^2 ; G^2 = (Q\rho/A)^2 ; A = \pi(D^2/4)$$

P : Presión absoluta; P_f , caída de presión por fricción
(lb_f/ft^2)

ρ : Densidad del fluido (lb/ft^3)

V : Velocidad de flujo del fluido (ft/s)

f : Factor de fricción de Fanning (adimensional)

G : Masa velocidad (lb/ft^2-s)

g_c : Factor de conversión en la ley de movimiento de Newton
su valor es 32.17 ft/s^2

D : Diámetro de la tubería (ft)

A : Area de la sección transversal del tubo (ft^2)

Q : Flujo volumétrico (ft^3/s)

π : Constante numérica igual a 3.1416 (adimensional)

L : Longitud del tubo (ft)

-Relación de capital-

Para tubería de acero al carbón cédula 40 (*):

$$\left(\begin{array}{l} \text{costo de} \\ \text{tubería} \end{array} \right) \sim \left(\begin{array}{l} \text{Diámetro de} \\ \text{la tubería} \end{array} \right)^{0.73}$$

Entonces, al integrar entre sí las relaciones, obtenemos la expresión de costo total del sistema en función de su consumo de energía:

$$\text{Como: } C_t = C_c + C_E = K_1 E^{-K_2} + K_3 E$$

$$\text{Donde: } C_c = K_1 E^{-K_2} \text{ y } C_E = K_3 E$$

De las relaciones de capital y la interna

$$(P) \sim (D)^{-5} \quad \text{y} \quad (\$) \sim (D)^{0.73}$$

Sustituyendo en G:

$$C_c = K_1 D^{-(0.73/5)} = K_1 D^{-0.15}$$

Entonces:

$$C_T = K_1 P^{-0.15} + K_3 P$$

De donde se observa que:

$$\underline{K_2 = 0.15}$$

(*) Max S. Peters and K. D. Timmerhaus "Plant design and economics for chemical engineering" p-512 Mc Graw-Hill Chem. Eng. Series 3th ed. 1980

C A P I T U L O I I I

T R A N S F E R E N C I A D E C A L O R

(C A M B I A D O R E S D E C O R A Z A Y T U B O S)

TRANSFERENCIA DE CALOR
(CAMBIADORES DE CORAZA Y TUBOS)

La energía calorífica en los procesos industriales se transmite - por varios métodos, incluyendo conducción en calentadores de resistencia eléctrica, conducción-convección en cambiadores de calor, generadores de vapor y condensadores, radiación en hornos y, secadores por calor radiante.

Como en otros procesos, para que haya transferencia es necesaria una fuerza directriz que en transferencia de calor es el gradiente de la temperatura. Debido a este gradiente el calor se transfiere desde la fuente hacia el receptor.

Los tipos fundamentales de transmisión de calor son tres y se mencionan enseguida:

- 1.- Conducción; que es la transmisión de calor de una parte a otra en un mismo cuerpo, o de un cuerpo a otro con el que está en contacto físico, sin que se produzca un desplazamiento - apreciable de las partículas del cuerpo.
- 2.- Convección; es la transmisión de calor de un punto a otro en un fluido debido al movimiento del mismo fluido y es "natural" cuando el movimiento del fluido es resultado de las diferencias de densidad ocasionadas por las diferencias de temperatura; - mientras que la convección donde el movimiento se produce por medios mecánicos es la "forzada".

3.- Radiación; Es la transmisión de calor de un cuerpo a otro, - con el que no está en contacto, por medio de movimiento de - ondas a través del espacio.

Los tres procesos anteriormente citados pueden ocurrir al mismo tiempo en un equipo de transferencia de calor.

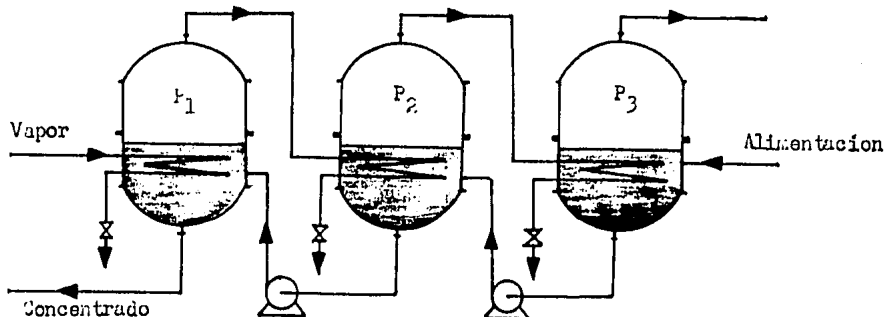
Un problema típico de procesos de transferencia de calor, involucra las cantidades de calor que pueden transferirse, la rapidez a la cual deben transferirse, la diferencia de temperaturas, la extensión y arreglo de las superficies que separan la fuente y - el receptor, la cantidad de energía mecánica que debe disiparse para facilitar la transferencia de calor.

En gran número de procesos industriales se involucra un gran consumo de energía y por ende gastos de la misma. El consumo de - energía puede reducirse si el proceso opera más cerca de las condiciones de un proceso reversible, mencionaremos enseguida algunos esquemas para lograr esto:

- a.- Recuperación de calor desperdiciado.
- b.- Operaciones a temperaturas bajas.
- c.- Vaporización de efecto múltiple.
- d.- Recompresión de vapor.
- e.- Gradientes menores.

El consumo de energía implica otras consideraciones tales como - mantenimiento, seguridad, costo de capital inicial y costos de - operación.

- a.- Recuperación de calor desperdiciado.- Es posible aprovechar gran parte del calor desperdiciado, recuperándolo en cambiadores de calor, esto se hace en muchos procesos industriales donde las corrientes calientes que salen de un equipo se utilizan para calentar otras corrientes más frías, como en las refinerías de petróleo donde la recuperación de calor es de gran importancia en la economía.
- b.- Operaciones a temperaturas bajas.- Existen casos donde el calor requerido puede disminuirse reduciendo la temperatura de operación, por ejemplo en evaporación, al reducir la presión de operación de un bar a dos décimas de bar, se reduce el -- consumo de energía en más del 25%.(*)
- c.- En evaporadores de efecto múltiple.- El vapor de un efecto es el medio de calentamiento del efecto siguiente en el cual la ebullición es a menor temperatura y presión como puede -- verse en la siguiente figura donde $P_1 > P_2 > P_3$.



Evaporador de triple efecto con alimentación a contracorriente.

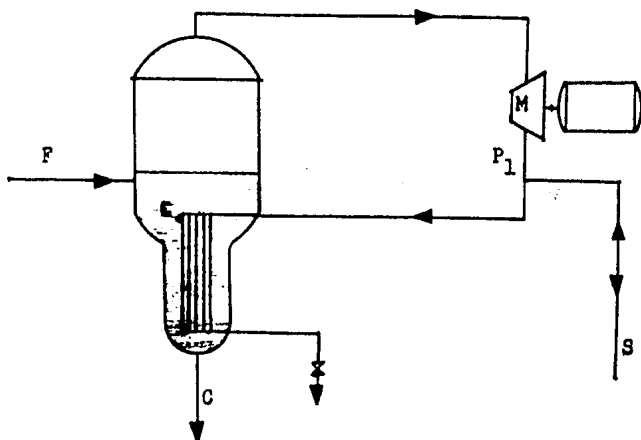
(*)Askel L.Lydersen "Fluid flow and heat transfer" cap.X John Willey & Sons. 1981

d.- Recompresión de vapor.- En este proceso, la energía del vapor que se desprende de una solución en ebullición se puede utilizar para vaporizar más agua con tal de que exista una caída de temperatura en la dirección deseada para la transmisión como en el evaporador de efecto múltiple en el que la caída de temperatura se crea disminuyendo progresivamente la temperatura de ebullición de la solución en la serie de evaporadores, mediante la utilización de presiones absolutas cada vez más pequeñas. La fuerza impulsora necesaria se puede obtener también aumentando la presión (y, por consiguiente la temperatura de condensación) del vapor que se forma, mediante una recompresión mecánica o térmica. El vapor comprimido se condensa posteriormente en el serpentín (cambiador) del evaporador del cual procede; para tener idea de este proceso, se describe enseguida uno de ellos; la recompresión mecánica.

Recompresión mecánica.- En la siguiente figura se hace una representación sencilla del fundamento de la recompresión mecánica del vapor, donde el vapor que sale en A es comprimido a una presión P_1 , hasta alcanzar una temperatura tal que exista una diferencia de temperaturas en el cambiador E (la temperatura del vapor comprimido será mayor que la temperatura de ebullición de la solución a la presión de operación en el evaporador). Dependiendo de las pérdidas de calor hacia los alrededores y de la temperatura de la alimentación F, puede requerirse una alimentación adicional de vapor S.

Existen además otros procesos cuyo objetivo principal es hacer eficiente al máximo las corrientes calientes de un proceso(*).

La energía teórica mínima requerida para un proceso es independiente del tipo de proceso utilizado, aunque en realidad los procesos requieren una mayor cantidad que la teórica mínima.



Esquema de recompresión mecánica de vapor; el vapor que sale en A a presión P_0 , se comprime a presión P_1 . F es la alimentación y C es el concentrado. E, es un cambiador de calor, S es el vapor suministrado o retirado, y, M el compresor.

(*) Kenney W.F. "Reducing the Energy Demand of Separation Process" Chem. Eng. Progr. 75(3)68-71(1979). Askel L Lydersen "Fluid flow and heat transfer" cap.XI John Willey & Sons. 1981.

En la recuperación de calor es indispensable el uso del cambiador de calor; el cambiador de calor de coraza y tubos es de gran importancia por su amplia utilización en procesos industriales, razón por la cual fijaremos nuestra atención a este equipo particular de transferencia de calor.

El tipo de cambiador más sencillo del género antes mencionado es el cambiador de paso simple 1-1 y consta de un haz de tubos en vueltos en una coraza común. Debido a que opera con un solo paso del fluido en el lado de los tubos y un solo paso del fluido en el lado de la coraza se denomina 1-1.

En un cambiador de este tipo los coeficientes de transmisión de calor del lado de la coraza y del lado de los tubos son del mismo orden de magnitud, y ambos deben ser grandes para obtener un coeficiente global satisfactorio:

$$U_o = \frac{1}{\frac{D_o}{D_i h_i} + \frac{x_w}{k_m} \frac{D_o}{D_L} + \frac{1}{h_o}}$$

Donde:

U_o = Coeficiente global de transmisión de calor, basado en el área de la superficie exterior del tubo (BTU/ft²h °F).

D_o = Diámetro exterior del tubo (ft); D_i , diámetro interior del tubo; D_L , media logarítmica= $\frac{D_o - D_i}{\ln(D_o/D_i)}$.

x_w = Espesor de la pared del tubo (ft).

k_m = Conductividad calorífica de la pared del tubo (BTU/h ft °F).

h_i = Coeficiente de transmisión de calor de superficie

para el interior del tubo; h_o , para el exterior del tubo.

Los coeficientes de transmisión de calor individuales o de superficie (h), se definen mediante la ecuación:

$$h = \frac{dq / dA}{T - T_w}$$

donde:

q = rapidez de flujo de calor

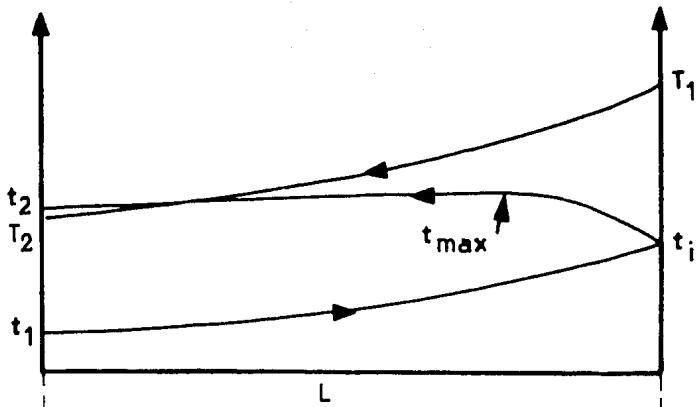
A = Area de la superficie de transmisión de calor.

T = temperatura del fluido.

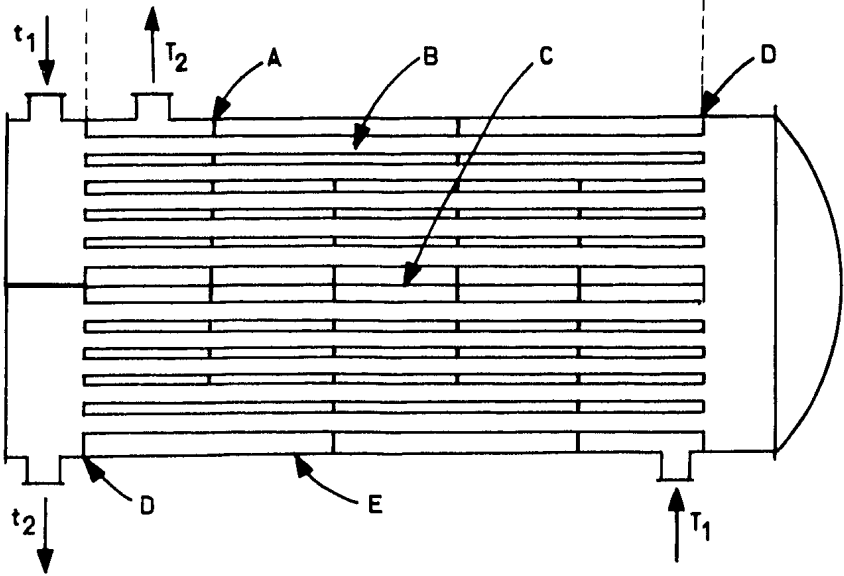
T_w = Temperatura de la pared que está en contacto con el fluido.

En la siguiente figura se muestra un intercambiador de calor 1-2 (un paso por el lado de la coraza y dos por el de los tubos) -- con cabezal de tubos fijo y, su perfil de temperaturas (T ; para el fluido caliente, t ; para el fluido frío). Donde son:

A; placas deflectoras, B; tubos, C; varilla guía, D; placas tubulares (cabezal de tubos), E; coraza. Los tipos más comunes se -- clasifican como TEMA clase "B" y son; AEM, BEM, BEL, CKU, ADU, -- BEU, AFM, la primera letra se refiere al tipo de cabeza frontal, la segunda, a las características de la coraza, y la tercera a -- la cabeza posterior. (Ver: "Standars of Tubular Exchanger Manu--
facturers Assn." TEMA New York, N.Y. 10017).



PERFIL DE TEMPERATURAS



CAMBIADOR DE CALOR 1-2

El coeficiente de transmisión de calor h_i para el fluido del lado de los tubos de un cambiador de coraza y tubos se puede calcular a partir de relaciones empíricas de trabajos experimentales (*). El coeficiente h_o del lado de la coraza es menos fácil de estimar debido a que la dirección de flujo no es paralela a los tubos sino cruzada, y a que el área de la sección transversal de la corriente y su velocidad básica varían a medida que el fluido va cruzando en uno y otro sentido el haz de tubos de la coraza, además, las fugas entre las placas y la coraza y, entre las placas y los tubos, ponen en corto-circuito algo del fluido del lado de la coraza. Sin embargo contamos con relaciones empíricas que nos permiten obtener valores estimados de h_o (**).

En el diseño y selección de equipo de transferencia de calor, es necesario considerar las variables básicas de diseño y muchos -- otros factores tales como temperaturas de las corrientes, espesor de los tubos y la coraza, tipo de bafles, espaciado de los tubos y longitud de estos. Normalmente el diseño mecánico de cambiadores reunirá los requisitos de los códigos de seguridad del ASME o API-ASME.

(*) E. N. Sieder and G. E. Tate "Ind. Eng. Chem." 28; 1429 (1936)
Kern D. Q. and D. F. Othmer. "Trans. AICHE" 39; 517 (1943)

(**) A P Colburn "Trans. AICHE" 29; 147 (1933)
D A Donohue "Ind. Eng. Chem." 41 (11); 2499 (1949)
Mc Adams W H "Heat transmission" 3th ed. p-268 Mc Graw-Hill
Chilton T H and A P Colburn "Trans. ASME Petroleum Mech.Eng." 55; 5 (1933)

La asociación de fabricantes de cambiadores tubulares TEMA publica métodos de diseño estándares y materiales de fabricación para cambiadores de calor tubulares.

Cuando uno de los fluidos es altamente corrosivo, éste deberá fluir dentro de los tubos para evitar el alto costo de los materiales anticorrosivos para la coraza y también para los tubos ya que con ambos tendrá contacto, además, es más fácil la limpieza en el interior de los tubos. Si uno de los fluidos tiene presión elevada, la manera de evitar los altos costos de construcción de coraza para dichas presiones, es mandar el fluido de alta presión por los tubos.

Las velocidades de los fluidos a través de la coraza y los tubos tiene gran influencia en los coeficientes de transferencia de calor y en las caídas de presión en los fluidos. Para altas velocidades de flujo se obtienen coeficientes de película altos, sin embargo, las caídas de presión son grandes. Si uno de los fluidos es mucho más viscoso que el otro, la caída de presión de dicho fluido puede ser muy grande si se pasa por los tubos a la velocidad necesaria para una transferencia de calor adecuada.

Por lo tanto deberá tomarse muy en cuenta las velocidades y las viscosidades para decidir acertadamente por que lado fluirá cada uno de los fluidos.

En general se puede decir que; el incremento en las velocidades dará como resultado coeficiente de transferencia de calor mas alto y, consecuentemente, se requerirá una menor área de trans-

ferencia para un servicio dado, y por consiguiente un menor costo del equipo. Por otro lado, el incremento de las velocidades de los fluidos provocan un incremento en la caída de presión y por ende en el costo de bombeo.

Por lo tanto en el diseño económico óptimo se tendrá donde el costo total sea mínimo. El problema básico es por consiguiente encontrar el punto donde la suma de costos sea mínimo. Analizaremos -- entonces las relaciones para un cambiador de coraza y tubos.

→ (Por el lado de los tubos). ←

- Relaciones internas -

(De relaciones implícitas)=

$$h \sim G_i^{0.8} \quad ; \quad h_i \sim A_T^{-1}$$

con lo que finalmente obtenemos:

$$G_i \sim A_T^{-0.8}$$

- Relaciones implícitas -

En la transferencia de calor en un cambiador de calor de coraza - y tubos horizontal, para flujo turbulento arriba de la región de transición $Re > 10,000$ y sin cambio de fase; una expresión que describe el proceso es(*):

$$Nu = h_i D/k = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.33} (\mu/\mu_w)^{0.14}$$

(*) E. N. Sieder and G. E. Tate, "Ind. Eng. Chem." 28, 1429(1936).

Donde:

$Nu =$ Número de Nusselt $= h_1 D / k$ (adimensional).

$h_1 =$ Coeficiente de película para el interior del tubo
(BTU/h ft² °F)

$D =$ Diámetro interior del tubo (ft).

$k =$ Conductividad térmica del fluido que va por los tubos
(BTU/h ft² (°F/ft)).

$Re =$ Número de Reynolds $= D_1 G_1 / \mu$ (adimensional).

$G_1 =$ Masa velocidad del fluido por el lado de los tubos.

$D =$ Diámetro interno del tubo.

$\mu =$ Viscosidad del fluido que va por los tubos.

$Pr =$ Número de Prandtl $= C_p \mu / k$ (adimensional).

$C_p:$ Capacidad calorífica para el fluido que va por los tubos.

$k:$ Conductividad térmica del fluido.

$\mu:$ Viscosidad del fluido.

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

De la expresión anterior se observa que:

$$h_1 \sim Re^{0.8} = \left(\frac{DG_1}{\mu} \right)^{0.8} \therefore h_1 \sim G_1^{0.8}$$

Otra expresión fundamental es:

$$Q = h_1 A_T \Delta T_1$$

Donde:

$Q =$ Flujo de calor (BTU/h).

$h_1 =$ Coeficiente de película basado en la superficie interna
(BTU/h ft² °F) = 1/resistencia; indica la rapidez a la cual fluidos con variedad de propiedades físicas y bajo diferentes grados de agitación transfieren calor.

A_T = Superficie de transferencia de calor (ft^2).

ΔT_1 = Diferencia de temperaturas entre el fluido dentro del tubo y la de su pared ($^{\circ}\text{F}$).

De donde: $h_1 \sim A_T^{-1}$

Entonces si: $G_1 \sim A_T^{0.8}$ y; $h_1 \sim A_T^{-1}$

Finalmente obtenemos que: $G_1 \sim A_T^{-0.8}$

- Relación de Capital -

Para cambiadores de coraza y tubos, cabezal flotante con coraza y tubos de acero (*).

$$\left(\begin{array}{l} \text{Costo del} \\ \text{cambiador.} \end{array} \right) \sim \left(\begin{array}{l} \text{Área de transferencia} \\ \text{de calor; } (A_T) \end{array} \right)^{0.58}$$

Al integrar entre sí las relaciones interna y de capital:

$$G_1 \sim A_T^{-0.8} \quad \text{Relación interna}$$

$$\$ \sim A_T^{0.58} \quad \text{Relación de capital}$$

Obtenemos:

$$C_C = k_1 E^{-k_2} = k_1 G_1^{-(0.58/0.8)} = k_1 G_1^{-0.73}$$

y

$$C_T = k_1 E^{-k_2} + k_3 E = k_1 G_1^{-0.73} + k_3 G_1$$

Entonces se puede ver que para el lado de los tubos

$$\underline{k_2 = 0.73}$$

(*) Aries Robert S. and Newton Robert D. "Chemical Engineering - cost Estimation" p-49 Mc Graw-Hill Book Co. 1955.

— (Por el lado de la coraza.) —

-Relaciones internas-

$$h_o \sim G_s^{0.6} \quad ; \quad h_o \sim A_T^{-1}$$

Con lo que finalmente obtenemos:

$$G_s \sim A_T^{-0.6}$$

-Relaciones implícitas-

$$Nu = h_o D_o / k_f = (0.33/F_s) (D_o G_s / \mu f)^{0.6} (C_p \mu / k)_f^{1/3}$$

Que es una relación experimental(*) para predecir el coeficiente de transferencia de calor para el lado de la coraza en un cambiador con arreglo de tubos triangular y claro estandar entre los bafles. Para operaciones sin cambio de fase en el fluido para hidrocarburos, soluciones acuosas, agua y gases cuando el Re está entre 2,000 y 32,000, donde:

F_s = Factor de seguridad y su valor varía entre 1.0 y 1.8
El subíndice (f) se refiere a las propiedades promedio a la temperatura de la película.

De aquí se observa claramente que: $h_o \sim G_s^{0.6}$

La otra expresión fundamental es:

$$Q = h_o A_T \Delta T_o$$

Donde: Q = Flujo de calor (BTU/h).

h_o = Coeficiente de película basado en la superficie exterior del tubo (BTU/h ft² °F).

(*) A.F. Colburn "Trans. ASME" 29 , 74 (1933).

ΔT_o = Diferencia de temperaturas entre el fluido que va por la coraza y la pared externa de los tubos ($^{\circ}F$).

De donde se observa que: $h_o \sim A_T^{-1}$

Entonces si: $h_o \sim G_S^{0.6}$ y $h_o \sim A_T^{-1}$

Finalmente obtengo que: $G_S \sim A_T^{-0.6}$

-Relación de capital-

Es la que se utilizó anteriormente para calcular k_2 por el lado de los tubos. Entonces al integrar entre si las relaciones interna y de capital para el lado de la coraza obtenemos que:

Relación interna: $G_S \sim A_T^{-0.6}$

Relación de capital: $\$ \sim A_T^{0.58}$

$$C_C = K_1 E^{-K_2} = K_1 G_S^{-(0.58/0.6)} = K_1 G_S^{-0.97}$$

y

$$C_T = K_1 E^{-K_2} + K_3 E = K_1 G_S^{-0.97} + K_3 G_S$$

Entonces se encuentra que K_2 para el lado de la coraza es:

$$\underline{K_2 = 0.97}$$

Tomando un valor de K_2 promedio entre los tubos y la coraza, en general se puede decir que para cambiadores de calor de coraza y tubos, su valor será:

$$\underline{\underline{K_2 = 0.85}}$$

CAPITULO IV

TRANSFERENCIA DE MASA

(DESTILACION)

TRANSFERENCIA DE MASA
(DESTILACION)

Los fenómenos de transferencia de masa se encuentran en cualquier parte de la naturaleza, y son importantes en muchos ramos de la ciencia y la ingeniería. La frase "transferencia de masa" se ha hecho común en los últimos años y se refiere al movimiento de moléculas, grupos de moléculas o elementos de fluidos causados por alguna forma de potencia, (fuerza directriz).

El interés de la ingeniería química en la transferencia de masa radica, principalmente, por su papel tradicional como especialista en el diseño de procesos de separación. Los materiales (materias primas) que son sometidos a un proceso químico son purificados o concentrados, y los productos de las reacciones químicas deben separarse en la(s) corriente(s) de salida de los equipos. Este costo es frecuentemente el de mayor proporción en la inversión total de una planta química.

El uso de la destilación como proceso de separación y purificación es muy antiguo, según la literatura especializada, la primera destilación que se encuentra registrada se llevó a cabo en los tiempos de Cleopatra en Egipto alrededor de 50 años A.C. Sus fines principales eran la obtención de aceites esenciales, perfumes, medicinas, brebajes, etc.

La invención de equipos especializados consistentes de capuchas,-

platos perforados, condensadores con agua de enfriamiento, sistemas de reflujo, alimentación precalentada, y la adaptación a procesos continuos se ha llevado a cabo en un periodo relativamente corto, en los últimos 300 años.

La transferencia de masa entre dos fases puede ocurrir solamente cuando existe una fuerza directriz (diferencia de concentración o de potencial químico entre las fases). Cuando se alcanzan las condiciones de equilibrio fisicoquímico, la fuerza directriz y consecuentemente la rapidez de transferencia se vuelve cero. El estado de equilibrio representa por lo tanto el límite teórico para las operaciones de transferencia de masa, este límite teórico se utiliza ampliamente como estado de referencia en los cálculos de transferencia de masa.

Un aspecto importante de las operaciones unitarias en ingeniería química es la modificación de la composición de mezclas o soluciones mediante métodos que no impliquen necesariamente reacciones químicas.

Las separaciones de las mezclas pueden ser totalmente mecánicas, como la filtración de un sólido, el cribado, o la separación de un sólido basándose en su densidad. Por otra parte si las operaciones cambian la composición de las soluciones, entonces se conocen como operaciones de transferencia de masa.

La importancia de estas operaciones es bastante grande, raro es el proceso químico que no requiere de la purificación inicial de

las materias primas o de la separación final de los productos y subproductos, como es el caso de la refinación de petróleo donde el meollo del proceso es precisamente la separación de las diferentes fracciones de este. Para esto, en general, se utilizan las operaciones de transferencia de masa. Quizá se podría apreciar rápidamente la importancia de este tipo de separaciones en una planta procesadora si se observa la gran cantidad de torres que llenan una moderna refinería de petróleo; en cada una de las torres ocurre una operación de transferencia de masa. Con frecuencia el costo principal de un proceso se ocasiona en las separaciones; si este costo es adecuado, también lo será el costo general de producción.

La destilación se puede realizar en la práctica siguiendo fundamentalmente dos métodos. El primero de ellos se basa en la producción de una fase vapor, rica en algunos componentes mediante la ebullición de la mezcla líquida que se desea separar, procediendo posteriormente a la condensación del vapor sin que nada del líquido condensado retorne al seno del equipo y se ponga en contacto con el vapor.

El segundo método se basa en el retorno de parte del condensado a la columna misma de destilación, en condiciones tales que el líquido que desciende se pone en contacto íntimo con el vapor que va hacia el condensador.

La destilación "flash", llamada también destilación cerrada o de equilibrio, consiste en vaporizar una determinada fracción del --

líquido precalentado mediante una reducción brusca de la presión en la línea donde esta circula inmediatamente antes de un tanque de separación, de tal manera que el vapor que se genera está en equilibrio con el líquido residual, separando entonces el vapor del líquido en un tanque de separación para condensar finalmente el vapor.

Cualquiera de estos métodos se puede conducir indistintamente en forma continua o discontinua.

Un aspecto esencial del diseño es la optimización basada en consideraciones económicas. Esto involucra un balance económico entre el consumo de energía (costo de energía) y el costo de la -- inversión (costo del capital) para una separación deseada.

Los aparatos para este tipo de operaciones se denominan generalmente "columnas o torres rectificadoras", en general son altas y verticales. El intercambio de materia entre las fases vapor y líquida que tiene lugar en la rectificación es indudablemente un proceso difusional. El aparato en el que se realiza, pone en contacto ambas fases mezclando íntimamente las dos corrientes durante todo su recorrido. Son dos los tipos de columnas rectificadoras cuyo uso se ha generalizado.

1.- Columnas de platos.

2.- Columnas empacadas.

Las columnas de platos son cilindros verticales en que el líquido y el gas se ponen en contacto en etapas sobre platos o charolas. El líquido entra en la parte superior y fluye a través de cada plato y a través de un conducto, al plato inferior.

El gas pasa hacia arriba, a través de orificios de diversos tipos de el plato, burbujeando a través del líquido para formar espuma, se separa la espuma y pasa al plato superior; resultando así un contacto múltiple a contracorriente entre el gas y el líquido.

Las columnas empacadas se utilizan para contacto continuo entre el líquido y el gas tanto en flujo a contracorriente como en corriente paralela, son columnas verticales que se encuentran llenas de un empaque inerte, que sirve para proporcionar una superficie interfacial grande entre el gas y el líquido, el líquido se distribuye sobre estos y escurre hacia abajo a través del lecho empacado, de tal forma que se obtiene una gran superficie de contacto íntimo con el gas.

Existen además las columnas y cámaras de aspersión, y, las columnas de pared mojada en la que una película delgada de líquido descendente fluye a contracorriente o corriente paralela, este tipo de columnas se utilizan generalmente para estudios teóricos de transferencia de masa.

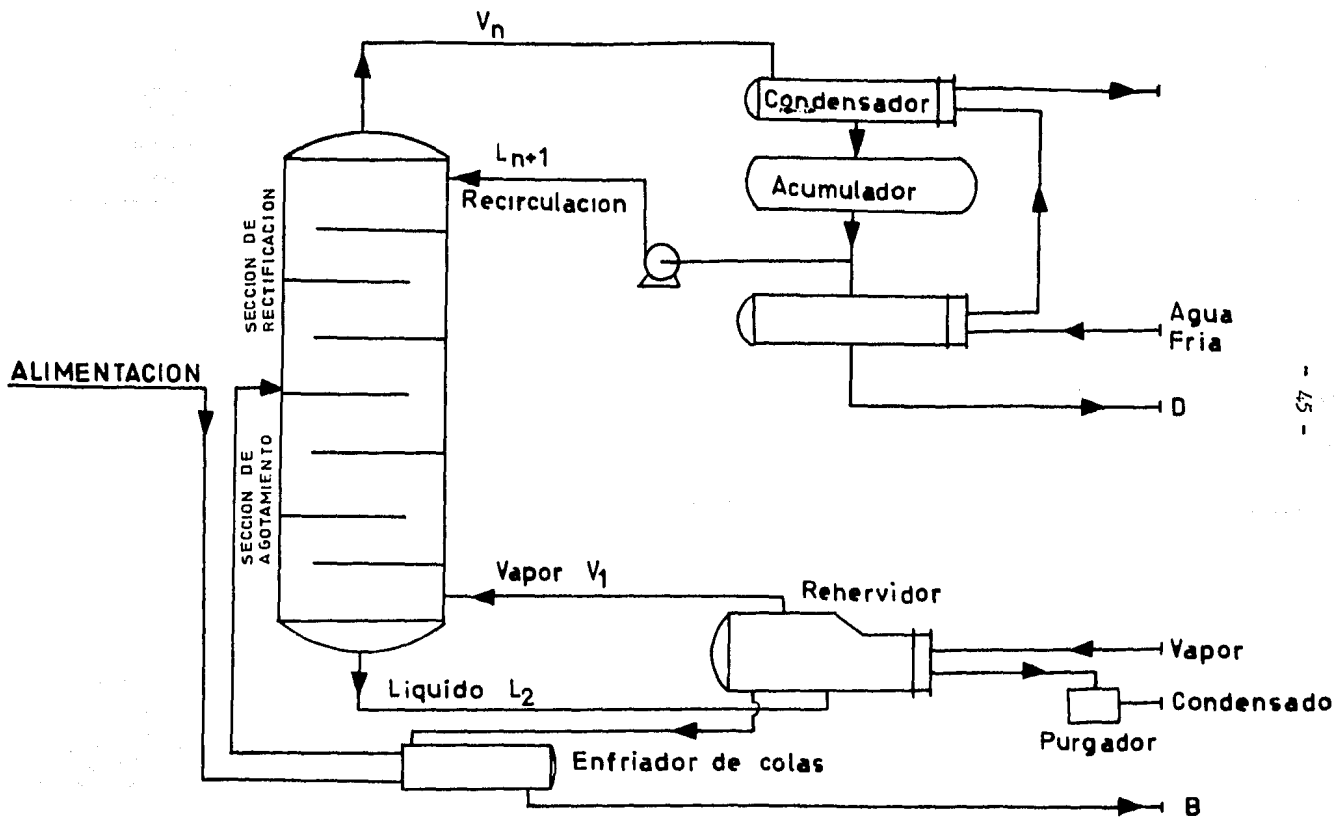
En las columnas y cámaras de aspersión, el líquido se atomiza en una corriente gaseosa por medio de esparado. El flujo puede ser a contracorriente como en las torres verticales con el líquido atomizado hacia abajo, o en paralelo como en las cámaras horizontales de aspersión. Las desventajas de este equipo son el alto costo de bombeo de líquido debido a la gran caída de presión en el atomizador, la tendencia al arrastre del líquido por lo que son necesarios los eliminadores de neblina y generalmente el diámetro de la columna que debe ser grande para evitar que el atomizado --

alcance rápidamente las paredes de la columna con lo que se tendría un proceso altamente ineficiente.

La elección entre el uso de una columna de platos o una empacada para una operación dada de transferencia de masa, debería basarse en principio en un análisis detallado de costos para cada uno de los dos tipos de equipo, así como el servicio que prestarán. Las ventajas y desventajas a considerarse cuando se hace la elección son:

- 1.- La eficiencia para columnas empacadas debe basarse en pruebas experimentales para cada tipo de empaque. La eficiencia varía no solo con el tipo y el tamaño del empaque, sino que también con la velocidad y las propiedades del fluido, el diámetro de la columna, la presión de operación y además la dispersión del líquido sobre la superficie del empaque.
- 2.- Debido a que la dispersión del líquido se dificulta en las torres empacadas, el diseño de columnas de platos es más adecuado y requiere un menor factor sobrediseño cuando la relación de velocidades entre el líquido y el gas es baja.
- 3.- Las columnas de plato pueden diseñarse para manejar amplios rangos de velocidades de líquido sin inundación.
- 4.- Si la operación involucra líquidos que contienen sólidos dispersos, es preferible el uso de una columna de platos por ser estos más accesibles para la limpieza.
- 5.- Las columnas de platos facilitan la remoción de calores de reacción o solución, ya que permiten instalar serpentines de enfriamiento entre etapas, o que la corriente líquida proce-

- dente de un plato pase a través de un enfriador externo.
- 6.- El peso total de una columna de platos seca es normalmente menor que la de una empacada para el mismo servicio, sin embargo durante la operación ambas tienen aproximadamente el mismo peso.
 - 7.- Cuando se involucran grandes cambios de temperatura como en la destilación, es preferible utilizar la columna de platos debido a que la contracción o expansión del equipo puede fracturar el empaque.
 - 8.- La información para el diseño de columnas de platos es más abundante y confiable que para las torres empacadas.
 - 9.- Los diámetros comerciales para columnas empacadas son raramente mayores de cuatro pies, mientras que los diámetros comerciales para columnas de platos son raramente menores de dos pies.
 - 10.- Las columnas empacadas son más baratas y fáciles de construir que las columnas de platos para manejar fluidos altamente corrosivos.
 - 11.- Se prefiere la columna empacada cuando los líquidos tienen gran tendencia a formar espuma.
 - 12.- La cantidad de líquido retenido es considerablemente menor en columnas empacadas.
 - 13.- La caída de presión a través de las torres empacadas puede ser menor que la caída de presión a través de una columna de platos diseñadas para el mismo servicio, esta ventaja, además de que el empaque de la torre disminuye la posibilidad de que



COLUMNA DE FRACCIONAMIENTO CONTINUO CON SECCIONES DE RECTIFICACION Y AGOTAMIENTO

la pared de la columna se colapse, hace que la columna empacada sea particularmente útil para operaciones a vacío.

Por lo que después de analizar la serie de características entre-ambos equipos, enfocaremos nuestra atención a las columnas de platos debido a sus ventajas y amplio uso en la destilación.

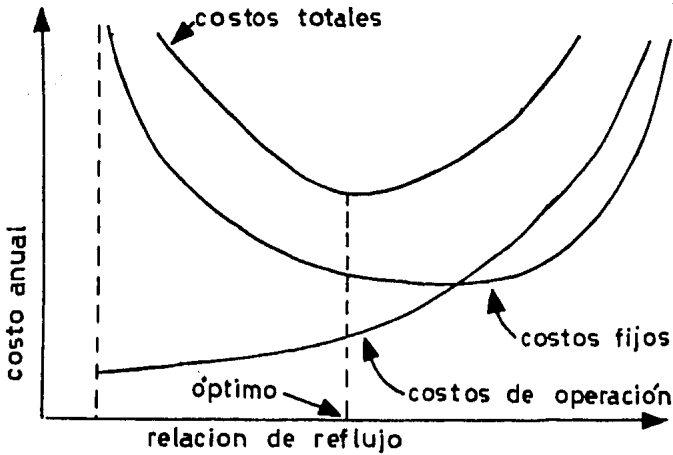
Los factores fundamentales para el diseño y operación de las columnas de platos son el número de platos necesarios para obtener una determinada separación, el diámetro de la columna de tal manera que evite la inundación o un contacto íntimo entre fases muy pobre, el calor que hay que suministrar al rehervidor, y el que hay que retirar en el condensador, la separación entre los platos la relación de reflujo, la elección del tipo de plato y los detalles constructivos de los mismos.

Por lo tanto es necesario utilizar energía calorífica y mecánica para llevar a cabo las operaciones de separación basada en la difusión interfacial. El calor es necesario para producir el cambio de temperatura, para la formación de nuevas fases como la evaporación de un fluido. La energía mecánica se necesita para el transporte de fluidos, para dispersarlos y para mover ciertas partes del equipo; como en el caso en que se utilicen platos de válvula. La figura de la página anterior muestra esquemáticamente un equipo de columna de platos.

De aquí que una observación importante es que la energía requerida para realizar la operación de destilación está directamente relacionada con la relación de reflujo, así, a mayor reflujo la can

cantidad de energía requerida será mayor para un grado de separación mayor, por otro lado, el tamaño del equipo disminuye, de manera que a reflujo total el número de etapas requeridas será el mínimo para una separación dada.

Entonces, cualquier relación de reflujo entre el mínimo y el infinito proporcionará la separación deseada; lógicamente, el número respectivo de platos necesarios variará desde el infinito hasta el número mínimo como se observa en la siguiente figura.



Donde se aprecia el efecto general de la relación de reflujo operacional sobre costos fijos, los costos de operación y la suma de ellos.

En situaciones ordinarias, el mínimo de la curva de costos totales caerá generalmente en una relación de reflujo operacional -- óptimo de aproximadamente(*) 1.2 a 1.5 veces el valor mínimo; la relación de reflujo (R) es la relación molar entre el reflujo y el destilado.

En la relación de reflujo mínimo, la columna requiere un número-infinito de platos; en consecuencia el costo fijo es infinito, pero son mínimos los costos de operación (carga térmica en el rehervidor, agua de enfriamiento en el condensador y potencia para la bomba de reflujo). Al ir aumentando R, el número de platos decrece rápidamente, pero el diámetro de la columna crece debido a -- las cantidades mayores de líquido y vapor recirculados por cantidad unitaria de destilación. El condensador, la bomba de reflujo y el rehervidor, también deben ser mayores, por lo tanto los costos fijos disminuyen hasta el mínimo y crecen nuevamente hasta -- el infinito en el reflujo total.

(*)E.R. Guilliland "Multicomponent Rectification" Ind. Eng. Chem. 32, 9, p-1220 (1940).

Robert E. Treybal "Mass Transfer Operations" Cap. IX Mc Graw-Hill 1980.

Los requerimientos de calor y enfriamiento (consumo de energía) - aumentan casi directamente con la relación de reflujo como también se puede observar.

Por lo tanto, el costo total que es la suma del costo de operación (costo de energía) y el costo fijo (costo de capital), debe pasar por un mínimo en la relación de reflujo óptimo.

La mayor parte de las plantas operan en la práctica con relaciones de reflujo superiores a la óptima, y generalmente están comprendidas entre 1.2 a 2 veces la relación de reflujo mínima.

En este intervalo el costo total no es muy sensible a la relación de reflujo y se consigue una mayor flexibilidad de operación si se utiliza un reflujo mayor que el óptimo.

- Relación interna -

Dan Steinmeyer obtiene la siguiente relación (Hidrocarbon Processing p-209 Nov.(1976).) Basándose en el trabajo de investigación que Guilliland(*) realizó para tener una relación entre el reflujo y el número de etapas; la relación obtenida por Steinmeyer es la siguiente:

$$\left(\frac{V}{V_m} \right) \sim \left(\frac{L}{L_m} - 1 \right)^{-0.14}$$

Donde:

L = moles de reflujo por unidad de tiempo.

L_m = moles de reflujo mínimo por unidad de tiempo.

V = Volumen de la columna de rectificación.

V_m = volumen de la columna para un número de etapas mínimo, calculadas mediante la ecuación de Fenske("Ind. Eng. Chem." 24, 482 (1931).).

La relación anterior es válida para un intervalo de reflujo de 5 a 100% arriba del reflujo mínimo (L/L_m de 1.05 a 2.0), veamos entonces como varía (V/V_m) al variar (L/L_m) dentro del rango de validez de la relación:

L/L _m	2.00	1.80	1.60	1.30	1.10	1.07	1.05
V/V _m	1.00	1.03	1.07	1.18	1.38	1.45	1.52

(*) Guilliland E R "Ind. Eng. Chem." 32,1120(1940); otras: Brown G and H Marín "Trans. AICHE" 35,679(1939). Donnel J and C Cooper "Chem. Eng." 57,121(1950). Erbar J and R Maddox "Petr.Refiner" 40(5)183(1961). Mason W "Petr. Refiner" 38(5)239(1959)

Debemos indicar que la relación anterior no es completamente -- real, ya que, una verdadera optimización debe incluir también el impacto en el rehervidor y condensador; pero esto implicaría obtener una relación sumamente complicada y que saldría de nuestro objetivo.

- Relación implícita -

Es la relación de reflujo mínimo(*) la que obviamente nos dará - el reflujo mínimo necesario para una operación particular.

$$R_m = \frac{1}{\alpha - 1} \left(\frac{x_D}{x_F} - \frac{\alpha (1-x_D)}{1-x_F} \right) - 1$$

para $q = 1$ (líquido de alimentación en el punto de burbuja).

$$R_m = \frac{1}{\alpha - 1} \left(\frac{\alpha x_D}{y_F} - \frac{1 - x_D}{1 - y_F} \right) - 1$$

para $q = 0$ (vapor de alimentación en el punto de rocío).

donde:

R_m = relación de reflujo mínimo = L_{n-1}/D .

α = volatilidad relativa (adimensional).

(*) Underwood A J V "Trans. Inst. Chem. Engrs." (London), 10, 112, (1932).

X_D = fracción mol del componente ligero en el destilado.
 X_F ; en la alimentación.

Y_F = fracción mol del componente ligero en el gas de alimentación.

$q = \frac{H_G - H_F}{H_G - H_L}$ es la relación entre el calor necesario para convertir un mol de la mezcla de alimentación de su condición H_F hasta un vapor saturado H_G ; y, el calor molar latente ($H_G - H_L$).

- Relación de capital -

La relación de capital entre la columna y el costo por concepto de platos no es tan sencilla, resumiremos enseguida el método de cálculo que nos dará la relación de capital.

Para el costo de la coraza; acero al carbón y para una presión de operación de 100 psig; de la gráfica de relación de costo base(*) pag. 328 DHT vs. Costo (D; diámetro de la columna, H; altura, y T; espesor de la pared de la columna.) tomando en cuenta que el espesor es función del diámetro y además, que a cada etapa corresponde una altura de la columna (20 pulgadas de altura recomendada).

(*)Modern Cost Engineering; Methods and Data, Chem. Eng. Mag. Mc Graw-Hill 1978.

Obtenemos la siguiente expresión:

$$\ln \$_1 = 0.6161 \ln (V_1 (7.849 \times 10^{-3} - 6.205 \times 10^{-2} V_1^{1/2})) - 3.449$$

donde:

$\$_1$ = costo de coraza por plato.

V_1 = volumen de la columna entre platos.

Si en la expresión anterior despreciamos el término $6.205 \times 10^{-2} V_1^{-1/2}$ que se hace despreciable a medida que aumenta el volumen, y si además, son "n" platos en la columna, finalmente obtenemos la relación:

$$\left(\begin{array}{l} \text{costo de la} \\ \text{columna} \end{array} \right) \sim n (V_1)^{0.616}$$

Para el costo de los platos; acero al carbón y con espaciamento recomendado entre platos de 20 pulgadas; de la figura 5, página 330 (*) y para un número n de platos obtenemos la relación:

$$\left(\begin{array}{l} \text{costo de la} \\ \text{columna} \end{array} \right) \sim n (V_1)^{0.63}$$

Como las dos últimas relaciones son aproximadamente iguales sugerimos tomar la última, que además es muy parecida a la reportada en la bibliografía(**)

(*)Modern Cost Eng.; Chem. Eng. Mag., Mc Graw-Hill 1978.

(**)D E Steinmeyer "Chemtech" p-188 March(1982). "Hidroc.Proc." p-205 Nov. 1976.

Entonces al integrar ambos tipos de relaciones tenemos que; para la relación del tamaño del equipo en función del uso de la energía:

$$\left(\frac{L}{L_m} - 1\right) \sim \left(\frac{V}{V_m}\right)^{1/-0.14} \sim \left(\frac{V}{V_m}\right)^{-7.14}$$

Por otro lado si la curva de capital es:

$$\left(\begin{array}{l} \text{costo de la} \\ \text{columna} \end{array}\right) \sim v^{0.63}$$

entonces:

$$\left(\begin{array}{l} \text{costo de la} \\ \text{columna} \end{array}\right) \sim \left(\frac{L}{L_m} - 1\right)^{-(0.62/7.14)} \sim \left(\frac{L}{L_m} - 1\right)^{-0.09}$$

Por lo tanto:

$$C_C = K_1 \left(\frac{L}{L_m} - 1\right)^{-0.09}$$

y

$$C_T = C_C + (K_3 + K_{HE}) \left(\frac{L}{L_m} - 1\right)$$

Entonces finalmente se observa que:

$$\underline{K_2 = 0.09}$$

Donde:

K_1 = constante de proporcionalidad para costo de columna y platos.

K_3 = constante de proporcionalidad para el costo anual de energía.

K_{HE} = constante de proporcionalidad para el costo de energía calorífica en el condensador y el rehedidor.

CAPITULO V

REACCION QUIMICA

(REACTORES CATALITICOS DE LECHO

FIJO).

REACTORES CATALITICOS

El corazón de un proceso es generalmente un sistema de reacción-química de configuración particular a la reacción química a realizar. Podemos definir un reactor como un equipo donde toman lugar una o más reacciones químicas.

Uno de los principales problemas en catálisis es establecer principios científicos de actividad catalítica que dé métodos directos de selección de catalizador para reacciones y procesos químicos específicos; la selección de un catalizador útil y efectivo se ha encontrado a través de métodos empíricos.

En general, puede afirmarse que la selección adecuada de la especie activa de un catalizador constituye el fundamento de un diseño correcto. Tanto la actividad(*) como la selectividad(**) y en parte, la vida del catalizador, dependerán en forma directa de la naturaleza de la fase activa utilizada.

(*)La actividad puede definirse como la cantidad de reactivo que se transforma (en determinadas condiciones operacionales como -- temperatura, presión y velocidad espacial) al entrar en contacto con el catalizador.

(**)Se entiende por selectividad de un determinado producto, la cantidad del mismo obtenida en relación al total de reactivo transformado. Valores bajos de selectividad suponen pérdidas elevadas de materia prima, problemas de eliminación de productos indeseables y en general un mayor costo de operación.

La buena estabilidad de un catalizador implica una fuerte resistencia a los llamados venenos, frecuentemente presentes en la corriente de alimentación; el envenenamiento es un problema de selectividad de adsorción; ya que estos se adsorben fuertemente sobre el catalizador y en forma preferencial, impidiendo así que las moléculas de los reactivos tengan oportunidad de transformarse sobre los centros activos. En otras ocasiones, los venenos no sólo eliminan los centros catalíticamente activos, sino que actúan como nuevos centros catalizando la reacción a productos indeseables.

Sin embargo cuando se libera calor por las reacciones mismas, este genera gradiente de temperatura que son a su vez generadoras de entropía. Por lo tanto la eficiencia energética de un reactor puede verse seriamente afectada si ignoramos la existencia y forma precisa de esos gradientes.

Consecuentemente en el diseño de un reactor, para optimizar el uso de los energéticos, debe contemplar el mejor manejo posible de los flujos de calor asociados a los gradientes térmicos dentro y fuera de la cama catalítica.

Se ha reconocido en general que el diseño de un reactor a escala comercial es imposible de lograr aplicando tan solo un método puramente teórico. Por principio de cuentas, debe disponerse por lo menos de datos de laboratorio y/o planta piloto de las reacciones comprendidas. El procedimiento de aumento progresivo puede requerir un método empírico escalonado, en el que el tamaño (capacidad)

del reactor se vaya incrementando en forma sucesiva, teniendo como meta final el tamaño comercial deseado. Este método implica -pérdida de tiempo y dinero antes de lograr la construcción de -- una planta a escala comercial.

Dentro de la última década se han hecho grandes incursiones en - el diseño y operación de reactores catalíticos desde que en los- 40's se desarrollaron los principios fundamentales de ingeniería de reactores y casi solamente en la última década se han desarrollado procesos catalíticos que han sido grandemente influencia-- dos por cuestiones económicas.

Básicamente la velocidad de una reacción química dada no depende del tamaño y la estructura del reactor como de los procesos fisicos tales como la transferencia de masa y calor.

Los reactores catalíticos tienen gran aplicación en la industria química debido al crecimiento en la demanda de productos quími--cos y petroquímicos básicos; el tratamiento de petróleo en las - refinerías, comprende cierto número de operaciones que basan su- función en un fenómeno catalítico. Dado el gran volumen de mate- ría prima que procesa esta industria, el consumo de catalizadores en este campo es superior al total correspondiente a las plantas petroquímicas y químicas. También se han reportado pequeñas aplicaciones en otros campos industriales(*); actualmente existe un- gran potencial de utilidad de reactores heterogéneos en ingenie- ría de contaminación.

(*)Leon Lapidus and N. Amundson Editors "Chemical reactor theory"
Prentice Hall 1977.

La catálisis es prometedora en el abatimiento de gases de escape en transportes ferroviarios, marítimos y carreteros, equipo de - levantamiento y acarreo, en minas y fábricas.

Muchas compañías fabricantes de catalizadores, petroleras y con - str - u - cto - ra - s de automóviles trabajan conjuntamente reelaborando sus programas de desarrollo para obtener un nivel más bajo de emisio - nes en las cuales el reactor catalítico juega un papel importan- te; como ejemplo de reactores típicos mencionaremos y describire mos brevemente algunos de ellos;

REACTORES DE TANQUE

Es probablemente uno de los tipos de reactores más usados en - - reacciones en fase líquida; aunque requieren un gran volumen de - reacción para un nivel de conversión deseada. La gran preferen- cia que se tiene a este tipo de reactores se debe a su manejo -- simple y gran flexibilidad respecto a otros tipos. El calor de - reacción se transfiere mediante una chaqueta externa o serpenti- nes internos, o por un cambiador externo de recirculación. Los - tanques que operan cercanos a la presión atmosférica son llama- dos marmitas y los que operan a presiones elevadas son llamados- autoclaves; estas últimas normalmente operan sin remoción de ca- lor, a la temperatura de reacción adiabática; cuando la reacción es exotérmica ambas presión y temperatura se incrementan durante la reacción.

La agitación provee las condiciones de transferencia de calor, iguala concentraciones, y en sistemas multifase proporciona un mezclado adecuado y genera áreas interfaciales tan grandes como $500 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$.

El volumen de tanque de reacción requerido puede reducirse mediante un sistema multietapas que puede ser una batería de tanques agitados o un arreglo de etapas verticales agitadas por una flecha común, también se puede usar una combinación de tanques agitados y reactores de flujo tubular.

REACTORES DE FLUJO TUBULAR

Son escasamente utilizados en reacciones en fase líquida, especialmente en sistemas gas-líquido. Las principales dificultades son el cuidado del gas disperso en el líquido, y el diseño para una suficientemente baja caída de presión, por otro lado, proveen un sistema relativamente fácil de control de temperatura, un mínimo volumen de reacción para un nivel de conversión deseada. El reactor puede ser multitubular, la transferencia de calor hacia o desde el reactor se logra mediante un diseño de tubos y coraza tipo intercambiador de calor. Las reacciones gaseosas a gran escala tales como la disociación catalítica de hidrocarburos, la conversión de aire en NO , y la oxidación de NO a NO_2 , son ejemplos de la aplicación de este género de reactores.

REACTORES DE COLUMNA

Son más caros que los reactores de tanque o los tubulares y son utilizados para reacciones con cinéticas muy específicas, su funcionamiento es difícil de predecir; en este género se encuentran incluidos los siguientes tipos:

a).- REACTORES DE LECHO FLUIDIFICADO (LECHOS EXPANDIDOS)

Se trata de un depósito cilíndrico vertical que contiene partículas sólidas finas que son catalizadores o reactivos. La corriente del reactivo fluido se introduce al reactor a una velocidad tal que los sólidos flotan en la corriente del fluido sin salir del sistema, las partículas en lechos fluidizados son tan pequeñas que los gradientes de concentración y temperatura intrapartícula son despreciables. Generalmente se considera que esta es una de las ventajas específicas de este tipo de reactores y una de las desventajas del mismo es la trituración del catalizador, se utilizó primeramente y en gran escala este tipo de reactores para la desintegración catalítica de fracciones de petróleo, pero últimamente se ha incrementado para una variedad de operaciones químicas tales como la oxidación parcial de naf-taleno a anhídrido ftálico, conversión de óxidos de Uranio en Cloruros de Uranilo y la reducción de algunos minerales metálicos.

b).- REACTORES DE LECHADA O SUSPENSION.

Este tipo de reactor se caracteriza por una columna vertical --

que contiene partículas muy finas de catalizador suspendidas en un medio líquido (aceite por ejemplo) que puede ser uno de los reactivos. El reactivo gaseoso que se burbujea por la suspensión se disuelve en un medio líquido en donde se producen las reacciones catalizadas, este tipo de reactor se utiliza generalmente en la hidrogenación de aceites.

c).- COLUMNAS DE BURBUJEO

Son convenientes para sistemas gas-líquidos, fáciles de manejar, menos caras que una batería de reactores de tanque y se requiere baja energía de agitación, aunque el mezclado del líquido es pobre y el área interfacial pequeña $120 \text{ft}^2/\text{ft}^3$ y menos.

d).- COLUMNAS EMPACADAS O DE LECHO FIJO

Son más caras, y para muchos usos pueden reemplazarse por una columna de burbujeo, el control de temperatura y la remoción de calor son difíciles, por lo que son inadecuadas para reacciones fuertemente exotérmicas o reacciones sensibles a la temperatura el contacto interfacial es mejor que el de una columna de burbujeo. La reformación catalítica, la hidrodesintegración e hidrodesulfuración son ejemplos de las aplicaciones de este género de reactores.

e).- COLUMNAS DE DEFLECTORES

Son buenas para sistemas líquido-líquido, fáciles de controlar,-

menos caras que una batería de tanques de reacción, y requieren menor poder de agitación, las columnas de bafles agitadas dan buen mezclado de fases.

f).- COLUMNAS DE PLATOS

Se requieren cuando es necesaria la separación gas-líquido, especialmente para desplazar la reacción de las condiciones de equilibrio, son más caras que las torres empacadas y de diseño más complejo.

Para nuestro propósito enfocaremos nuestra atención hacia los reactores de lecho fijo por ser uno de los tipos de reactores catalíticos heterogeneos más utilizados.

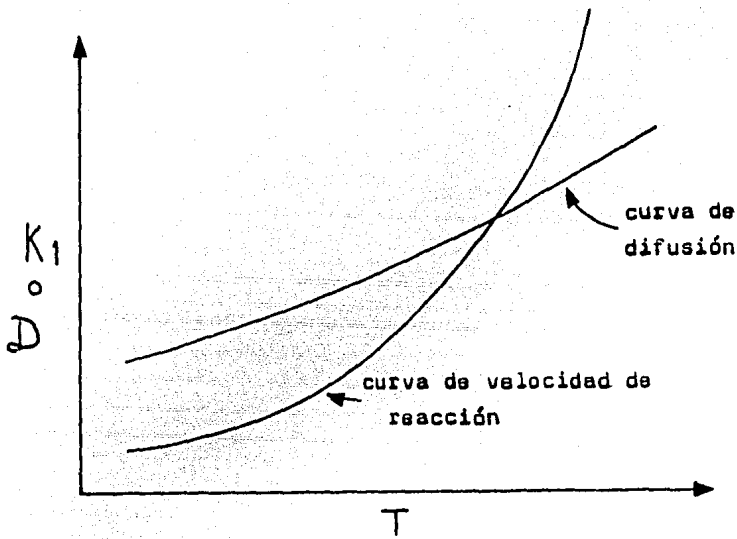
Los aspectos que son de especial significado en problemas de diseño son: Caídas de presión en el flujo a través del lecho, área interna y estructura del poro del catalizador, difusividad en los espacios vacíos alrededor de las partículas, temperatura y concentración en la superficie catalítica, conductividad térmica y factor de efectividad de las partículas catalíticas individuales, soporte del lecho y modelos de reacción de cinéticas químicas involucradas.

La presión y temperatura son las condiciones de operación que más afectan el diseño.

Los factores más importantes en el incremento de la temperatura son; el aumento exponencial de la velocidad de reacción de acuerdo

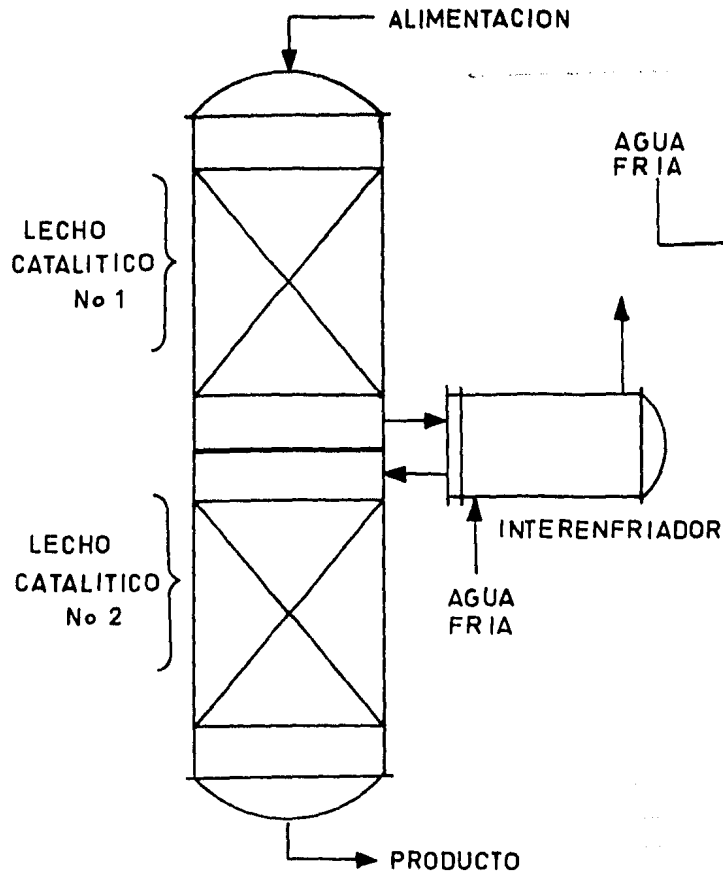
do con la ley de Arrhenius ($k = A \exp (-E/RT)$), y el incremento aproximadamente lineal de la difusividad(*); donde k es la constante de velocidad de reacción; A es el factor de frecuencia; R es la constante de los gases ideales; T es la temperatura absoluta. Además, la temperatura puede provocar la formación de subproductos o la degradación del producto y, puede ser determinante también en la calidad del producto ya que el olor y el color son sensibles a temperaturas excesivas, por lo tanto, el incremento de temperatura puede no ser favorable.

(*)Narses Barona and H. W. Prengle "Hydrocarbon Processing"
52 (3) 63 March 1973.

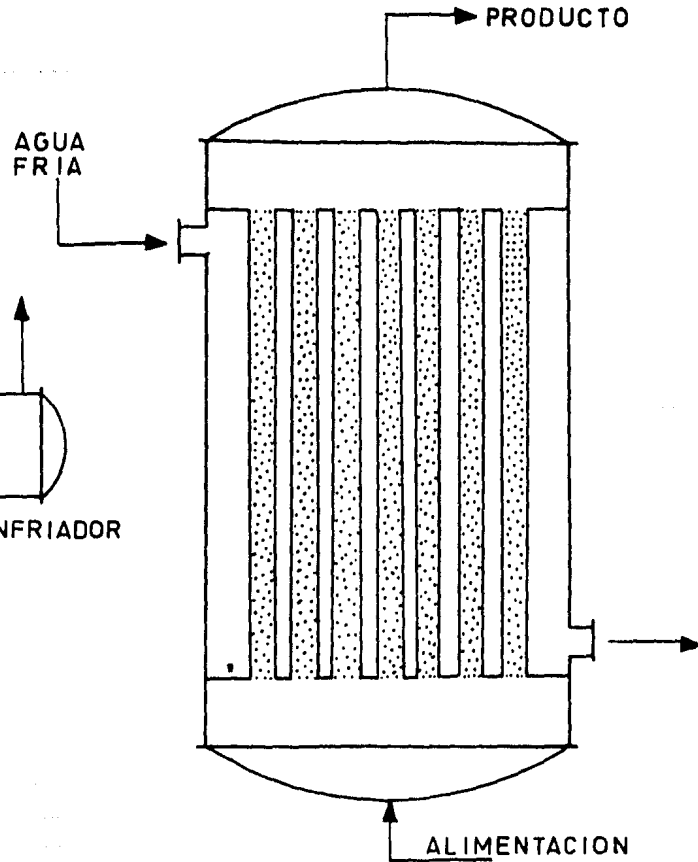


Efectos de la temperatura en la velocidad de difusión y reacción.

En los reactores de lecho fijo el catalizador debe soportar el peso de la columna que constituye la masa catalítica en el interior del reactor; debe presentar también resistencia al impacto para evitar su deterioro durante la carga al reactor, y además debe presentar también una buena resistencia a la abrasión y erosión ya que los gases reactivos pasan a través de la masa catalítica a velocidades elevadas, lo que algunas ocasiones provoca su deterioro.



REACTOR DE LECHO FIJO CON
INTERENFRIADOR



REACTOR DE LECHO FIJO
MULTITUBULAR

En reactores de lecho fijo el calor es transferido a través de las paredes del tubo reactor, los gradientes de temperatura y concentración radial se desarrollan a lo largo del mismo con gradientes también en la dirección axial, además los gradientes de temperatura y concentración tienen lugar en una estructura de partículas catalíticas. Tales gradientes(*) son resultado de la interacción de la velocidad del proceso químico y el fenómeno de transporte. Esta descripción es extremadamente complicada ya que los gradientes existen en varias direcciones y las ecuaciones de transporte deben resolverse simultáneamente, la serie de ecuaciones diferenciales resultante ordinarias y/o parciales son no lineales y por consiguiente se hace imposible resolver estas ecuaciones analíticamente. Lo usual es hacer varias suposiciones para simplificar los resultados.

En relación con las propiedades térmicas del catalizador, generalmente se busca que presente buena conductividad; además es necesario seleccionar cuidadosamente las condiciones de operación, de forma que la velocidad del proceso sea independiente de los fenómenos de difusión lo cual es muy importante.

Los procesos combinados de cinética química y procesos de transporte son más simples para condiciones adiabáticas que para otros arreglos no adiabáticos, con lo que resulta un tratamiento de información más obvia.

(*) Ver anexo A

Para formular la operación de un reactor de lecho fijo es esencial formular modelos matemáticos apropiados de un sistema heterogéneo discreto consistente en partículas sólidas de catalizador y un fluido que fluye.

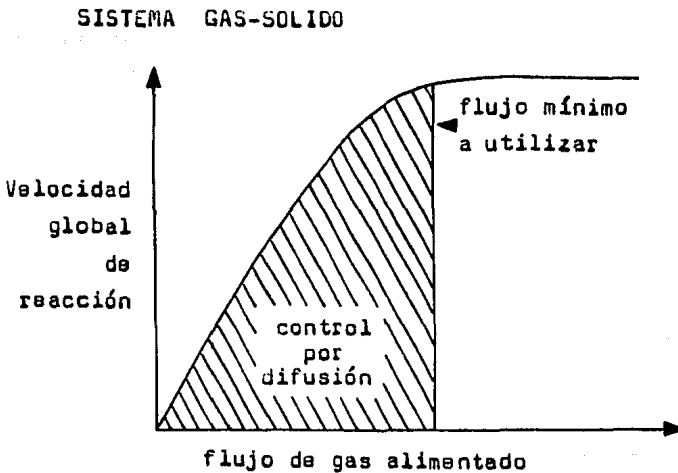
Un lecho empacado es un conjunto de piezas montadas de un arreglo al azar de partículas que son golpeadas por el fluido reactivo, el cual fluye alrededor de las partículas.

El transporte de reactivos y productos desde el seno del fluido a la superficie del catalizador o viceversa, lo representan los fenómenos de difusión que corresponden a la difusión de reactivos desde el seno del fluido a la superficie del catalizador y la difusión de los productos desde la superficie del catalizador al seno del fluido. Cuando alguno de estos dos pasos controla el sistema, la superficie del catalizador no recibe la cantidad de reactivo que potencialmente pudiera llegar a ella, o bien, se encuentra saturado con un producto cuya difusión al seno del fluido es excesivamente lenta.

Los reactores de lecho fijo pueden diseñarse como unidades cilíndricas; cuando se realizan estudios cinéticos, estas etapas generalmente no controlan el proceso; si la reacción se lleva a cabo en un reactor tubular de flujo continuo, un aumento de la velocidad del gas a través del lecho catalítico suele ser suficientemente alta para obtener una velocidad adecuada de difusión(*).

(*) J. Blanco y R. Linarte "Catálisis" Ed. Trillas Mex. 1976.

En la siguiente figura se muestra la gráfica que representa los ensayos que habitualmente se llevan a cabo para determinar las condiciones de operación donde los fenómenos de DIFUSION EXTERNA no afectan la dinámica del proceso global.

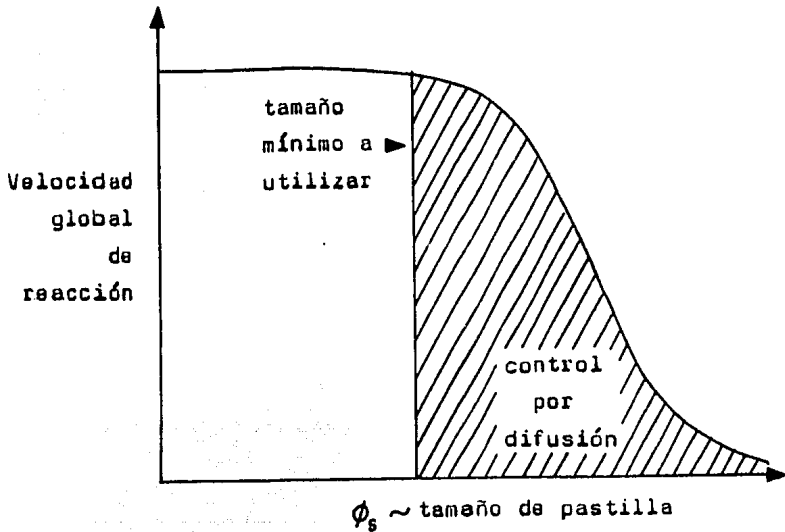


En la gráfica anterior la relación peso del catalizador y flujo de gas alimentado es constante.

La DIFUSION INTERNA en algunos sistemas puede llegar a ser la eta pa controlante del proceso global, esto sucede particularmente -- cuando la reacción de superficie es muy rápida, el catalizador es tá en forma de gránulos o pastillas grandes y los poros son de -- diámetro pequeño. El tratamiento matemático a estos sistemas re-- sulta especialmente complicado, en algunos modelos se supone que-- los poros del catalizador son cilindros de radio y longitud uniforme, y de esta forma pueden deducirse expresiones aproximadas para sistemas simples, con objeto de visualizar el posible efecto de - la difusión interna. Se suele emplear un factor de efectividad cu yo valor será igual a la unidad cuando la velocidad de reacción - en el interior de los poros sea igual a la que tiene lugar en la- superficie exterior.

Thiele (*) encontró que en reacciones de primer orden el factor - de efectividad puede, de una forma simplificada, considerarse función de un grupo adimensional (módulo); para que la difusión in-- terna no condicione la velocidad global del sistema se selecciona un tamaño de pastilla de catalizador lo suficientemente pequeño - para que los fenómenos de transferencia de masa a través de los - poros tenga lugar a mayor velocidad que las etapas químicas del - proceso global. En la siguiente figura se muestra el tipo de pruebas a realizar con el objeto de seleccionar un tamaño adecuado de partícula.

(*)Thiele E.W. "Ind. Eng. Chem." 31, 916 (1939).



De acuerdo a evidencia experimental(*) parece que; la transferencia de masa desde una corriente de gas a la superficie exterior de partículas catalíticas puede no ser importante (despreciable)- si se requiere un pie o más de pequeñas partículas para alcanzar el 90% del equilibrio en una reacción gaseosa de primer orden.

En una partícula esférica o en cualquier forma geométrica de partícula catalítica; como ya lo habíamos mencionado; existen resistencias a la difusión de los reactivos y productos dentro de ellas, lo que hace que disminuya la efectividad (η) de las mismas, por lo tanto enfocaremos ahora nuestra atención a ello:

(*)C. N. Satterfiel and T. K. Sherwood "The Role of Diffusion in Catalytic Process" Addison-Wesley Pub. Mass. 1963.

Empezaremos por definir la efectividad como sigue;

$$\eta = \frac{\text{rápidez de la reacción total en la partícula}}{\text{rápidez de reacción total sin resistencias}} = \frac{r_p}{r_s}$$

por lo tanto; $r_p = \eta r_s$

Nuestro objetivo ahora es encontrar la manera de evaluar la efectividad y lo haremos a continuación:

En una partícula catalítica esférica en condiciones isotérmicas - el sistema se describe mediante la siguiente ecuación:

$$\frac{d^2 C_i}{dR^2} + \frac{2}{R} \frac{dC_i}{dR} - \frac{k_s \rho_p S C_i^n}{D_e} = 0 \dots\dots\dots (A)$$

Donde:

C_i = concentración del componente i adsorbido por el catalizador.

R = posición radial.

k_s = constante de velocidad de reacción.

ρ_p = densidad de la partícula catalítica.

S = área superficial de la partícula catalítica por unidad de masa.

D_e = difusividad efectiva = $\epsilon D / \delta$

ϵ = porosidad.

δ = tortuosidad.

$$D = \frac{1}{(1/D_{AB}) + (1/D_K)_A}$$

En el centro de la partícula esférica:

$$\frac{d C_i}{d R} = 0 \quad \text{para} \quad R = 0 \quad \dots\dots\dots (B)$$

y en la superficie exterior:

$$C_i = C_s \quad \text{para} \quad R = R_s \quad \dots\dots\dots (C)$$

R_s = radio de la partícula esférica.

Como ϕ_s es un grupo adimensional (módulo de Thiele para partículas esféricas) y suponiendo que k_s es independiente de la temperatura (o para operación isotérmica) y evaluada a la temperatura de superficie de la partícula catalítica; ϕ_s se define entonces como:

$$\phi_s = \frac{R_s}{3} \sqrt{\frac{k_s S \rho_p C_i^{n-1}}{D_e}}$$

La ecuación diferencial lineal (A) con condiciones a la frontera (B) y (C) para cinéticas de reacciones de primer orden puede resolverse por métodos convencionales para obtener:

$$C_i = \frac{C_s R_s}{R \sinh(\phi_s)} \sinh \left(\frac{R \phi_s}{R_s} \right) \dots\dots\dots (D)$$

Pequeños valores de ϕ_s se obtienen cuando las pastillas son pequeñas, la difusividad interna es grande o la velocidad de reacción es lenta.

Por otro lado:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{rapidez de} \\ \text{reacción total} \\ \text{sin resistencias} \\ \text{difusionales} \end{array} \right\} = r_s = \frac{4}{3} \pi R_s^3 \rho_p S k_s C_s^n \dots\dots(E)$$

Donde:

$$m_p = \text{masa de la partícula esférica} = \frac{4}{3} \pi R_s^3 \rho_p$$

R_s = radio de la partícula esférica.

ρ_p = densidad de la partícula catalítica.

S = superficie del catalizador por unidad de masa.

k_s = constante de velocidad de reacción.

C_s = concentración del reactivo en la superficie del catalizador.

Y la rapidez de reacción global (r_p) en la partícula es:

$$r_p = -4 \pi R_s^2 D_e \left[\frac{C_s}{R_s} \left(\frac{\phi_s}{\tanh(\phi_s)} - 1 \right) \right] \dots\dots(F)$$

La relación entre ambas (E) y (F) es la medida de la importancia- (en reacciones heterogeneas) de las resistencias difusionales y se define como efectividad (η), siendo entonces:

$$\eta = \frac{4 \pi R_s D_e C_s \left(\frac{\phi_s}{\tanh(\phi_s)} - 1 \right)}{(4/3) \pi R_s^3 \rho_p S k_s C_s^n}$$

rearrreglando términos:

$$\eta = \frac{3 C_s D_e}{R_s^2 \rho_p S k_s C_s^n} \left(\frac{\phi_s}{\tanh(\phi_s)} - 1 \right)$$

finalmente:

$$\eta = \frac{3}{\phi_s} \left[\frac{1}{\tanh(\phi_s)} - \frac{1}{\phi_s} \right] \dots\dots\dots(G)$$

Esta última expresión "G" es la efectividad para partículas catalíticas esféricas y operación isotérmica (para n=1). Y su solución se observa en la gráfica de la página 78 (cuando $\delta = 0$).

Cuando la operación no es isotérmica (tanto en la partícula como en el reactor) la rapidez de reacción global nos dice la cantidad de reactivo que se encuentra reaccionando en algún lugar del reactor en términos de la concentración y temperatura globales; para evaluar las temperaturas y concentraciones globales es necesario formular las ecuaciones de conservación de masa y energía (o ecuaciones de diseño) la solución de estas ecuaciones nos dan la temperatura y concentración globales en una posición a lo largo del reactor incluyendo la salida del mismo (premisa básica para el dimensionamiento del reactor).

Cuando $\Delta H \neq 0$ aparecen dentro de la partícula catalítica los - -

efectos de difusión de calor a través de ella (operación no isotérmica), la efectividad sigue comportamientos como los que se pueden apreciar en la siguiente gráfica donde se pueden comparar las operaciones isotérmicas y las no isotérmicas, donde δ es un parámetro adimensional y se define como:

$$\delta = \frac{\Delta E (-\Delta H) D_e C_s}{R_g T_s^2 \lambda}$$

Donde:

ΔE = energía de activación.

ΔH = entalpía de reacción.

C_s = concentración en la superficie de la partícula catalítica.

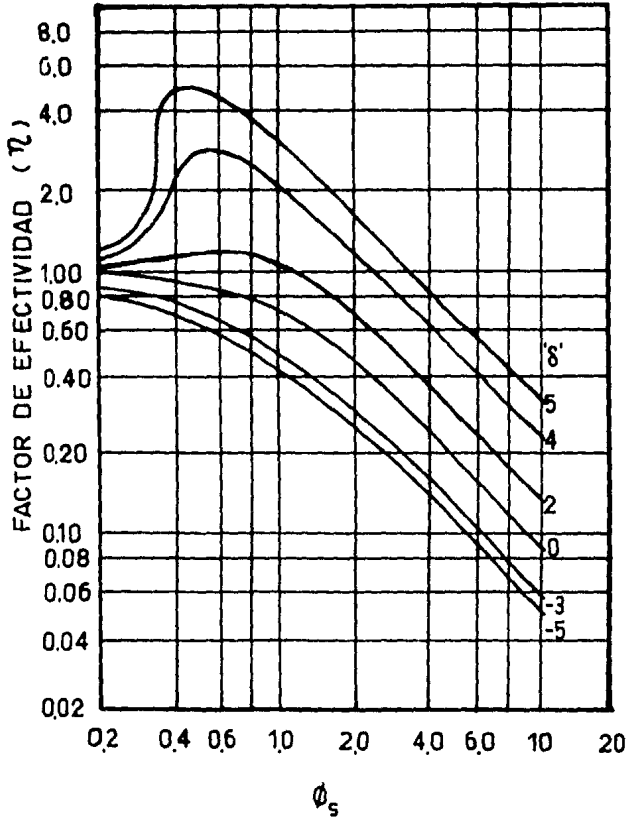
T_s = temperatura en la superficie de la partícula catalítica

λ = conductividad térmica efectiva de la partícula.

$$\lambda \cong - \left[\frac{q}{\frac{dT}{dR}} \right]$$

R_g = constante de los gases

En dicha gráfica se puede observar que cuando $\delta = 0$, la operación es isotérmica ($\Delta H = 0$); cuando $\delta > 0$, la operación es exotérmica ($\Delta H < 0$) y cuando $\delta < 0$, la operación es endotérmica ($\Delta H > 0$).



GRAFICA DEL COMPORTAMIENTO DE LA EFECTIVIDAD PARA EFECTOS TERMICOS PRESENTES EN LA PARTICULA CATALITICA.

A continuación se presentan las ecuaciones de diseño en su forma diferencial para la conservación de masa y energía en un elemento anular de volumen de reactor con variación de temperatura y concentración en la dirección radial del elemento de volumen que es pequeño en comparación con el volumen total del reactor (modelo bidimensional) reacción exotérmica ($\Delta H_r < 0$) y para estado estable:

-balance de masa-

$$\frac{1}{N_{pe} R} \left(\frac{\partial^2 x}{\partial R^2} + \frac{1}{R} \frac{\partial x}{\partial R} \right) + \frac{1}{N_{pe} Z} \frac{\partial^2 x}{\partial Z^2} - \frac{\partial x}{\partial Z} + \frac{r_p \rho_B d_p}{v c_{io}} = 0$$

..... (H)

-balance de energía-

$$\frac{1}{N_{pe} R} \left(\frac{\partial^2 \theta}{\partial R^2} + \frac{1}{R} \frac{\partial \theta}{\partial R} \right) + \frac{1}{N_{pe} Z} \frac{\partial^2 \theta}{\partial Z^2} - \frac{\partial \theta}{\partial Z} + \frac{r_p \rho_B d_p}{v T_o \rho_p c_{pc}} \Delta H_r = 0$$

..... (I)

Donde:

N_{pe} = Número de Péclet

r_p = velocidad de reacción global (gmol/g_{cat}(s))

ρ_B = densidad de lecho.

v = velocidad superficial.

Z = profundidad de lecho.

Subíndices:

R; en la dirección radial.

Z; en la dirección axial.

Y;

$$N_{PeR} = \frac{d_p \underline{v}}{D_R} \quad ; \quad N_{PeZ} = \frac{d_p \underline{v}}{D_Z}$$

$$N_{PeR} = \frac{d_p \underline{v}}{\lambda_R} \quad ; \quad N_{PeZ} = \frac{d_p \underline{v}}{\lambda_Z}$$

$$x = \frac{C_{i_0} - C_i}{C_{i_0}} \quad ; \quad \theta = \frac{T - T_0}{T_0}$$

$$R^* = \frac{R}{d_p} \quad ; \quad Z^* = \frac{Z}{d_p}$$

El objetivo de resolver las ecuaciones diferenciales (H) e (I) es conocer la temperatura y la conversión (x) en cualquier punto del lecho catalítico.

Como condiciones límite a la entrada, necesitamos el perfil de -- temperatura y de conversión a todo lo largo del diámetro del reactor; x_0 y T_0 para toda r en $Z = 0$

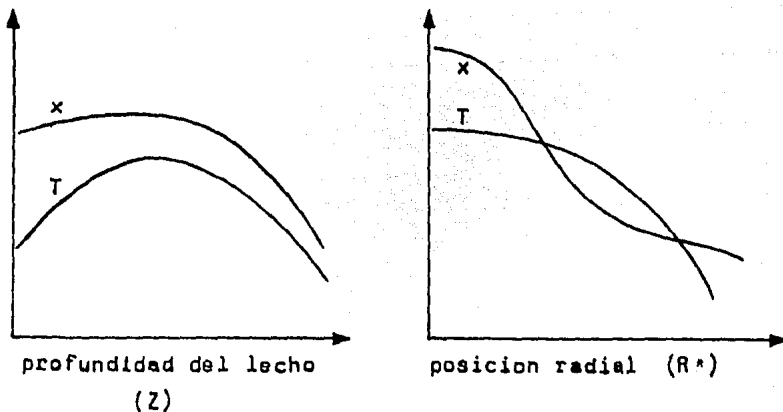
En la línea central del tubo;

$$\frac{\partial x}{\partial R} = 0 \quad ; \quad \frac{\partial T}{\partial R} = 0 \quad \text{en} \quad R = 0 \quad , \quad \text{para toda } Z$$

Y la condición en la pared está determinada por las características de transferencia de calor, y por la no existencia de transferencia de masa. $\left(\frac{\partial x}{\partial R}\right)_{R_0} = 0$

Las ecuaciones diferenciales (H) e (I) se resuelven por diferentes métodos (*) con las condiciones a la frontera apropiadas presentadas; la solución de las ecuaciones nos da gráficas del tipo que se muestra enseguida, para cada caso particular; las curvas presentarán características específicas de acuerdo con los parámetros de la reacción química en cuestión y del catalizador utilizado. Las ecuaciones presentadas (H) e (I) se conocen como el modelo de 2 dimensiones de un reactor tubular de cama fija y representa el caso más general. Para casos isotérmicos o de operación adiabática las ecuaciones se simplifican notablemente. También existe la simplificación conocida como el modelo de una dimensión cuya discusión está fuera de los intereses prioritarios de este trabajo.

(*) Ver Leon Lapidus "Digital Computation for Chemical Engineers" McGraw-Hill Book Co. N.Y. 1960. V.Hlavacek and J.Votruba - Chapter-6 p-355 "Chemical Reactor Theory" by Leon and Lapidus and N. R. Amundson Prentice-Hall, Englewood Cliffs. N. J. - 1977.



$$x = \text{conversión} = (C_{i0} - C_i) / C_{i0}$$

T = temperatura global a lo largo del reactor.

Decimos pues que la eficiencia es una función de la posición en la partícula catalítica y después de la posición en la cama del reactor.

Las mejores eficiencias se obtendrán cuando todo el calor liberado por la reacción pudiera convertirse en trabajo. esto es cuando no hubiera resistencias a la difusión térmica y las diferencias de temperatura tendieran a ser cero.

Entonces en la medida que el ΔT dentro de la partícula se incrementa a pesar de tener efectividades de partícula $\eta \gg 1$; la eficiencia energética es cada vez menor.

Por lo tanto el criterio para maximizar la energía desde nuestro interés, será el de obtener la mayor conversión posible generando el mínimo de ΔT (reduciendo resistencias al transporte de calor).

Entonces la selección de las condiciones de la partícula serán -
tales que se facilite la salida del calor generado, tal que su -
condición sea casi isotérmica.

En el reactor, la búsqueda será tal que el lecho sea lo más iso-
térmico posible. Por lo tanto hay que seleccionar la manera de -
distribuir la carga de catalizador para permitir menores gradien-
tes de temperatura y sacar la misma cantidad de calor.

ANEXO A (de página 68)

Los procesos de transmisión de calor (y sus equipos son inherentemente -- irreversibles (productos constantes de entropía).

- i) La transmisión de calor efectúa la destrucción (sin retorno) de la energía útil (trabajo disponible, exergía).
- ii) Podemos considerar que el trabajo disponible es un "combustible" y entonces no debemos desperdiciarlo en una época de crisis de los -- energéticos.
- iii) Debemos precisar de que manera o en que términos podemos actuar para disminuir tal desperdicio.
- iv) La generación de entropía debe asumir un rol central en las operaciones de transmisión de calor, tanto como la relación entre la ΔT y Δp ó la relación entre la Δp y W en un ducto.

En un reactor catalítico (de cama fija) las irreversibilidades se asocian con la existencia de gradientes de temperatura.

- i) ΔT en las partículas.

$$\Delta T = f(k_s, \Delta H_r, k_{ef}, d_p, Z, \theta)$$

La cuestión es: como nos deslizamos por el diagrama de efectividad para -- mantener la conversión con una ΔT menor?. Por otro lado, si disminuimos la ΔT , necesariamente disminuimos la conversión?.

- ii) ΔT en la cama catalítica y en la pared del reactor

$$T(r) = f(U_{pe_r}, h_w)$$

Cómo disminuimos la $\Delta T(r)$ y a un tiempo la ΔT cerca de la pared?

CAPITULO VI

CONCLUSIONES

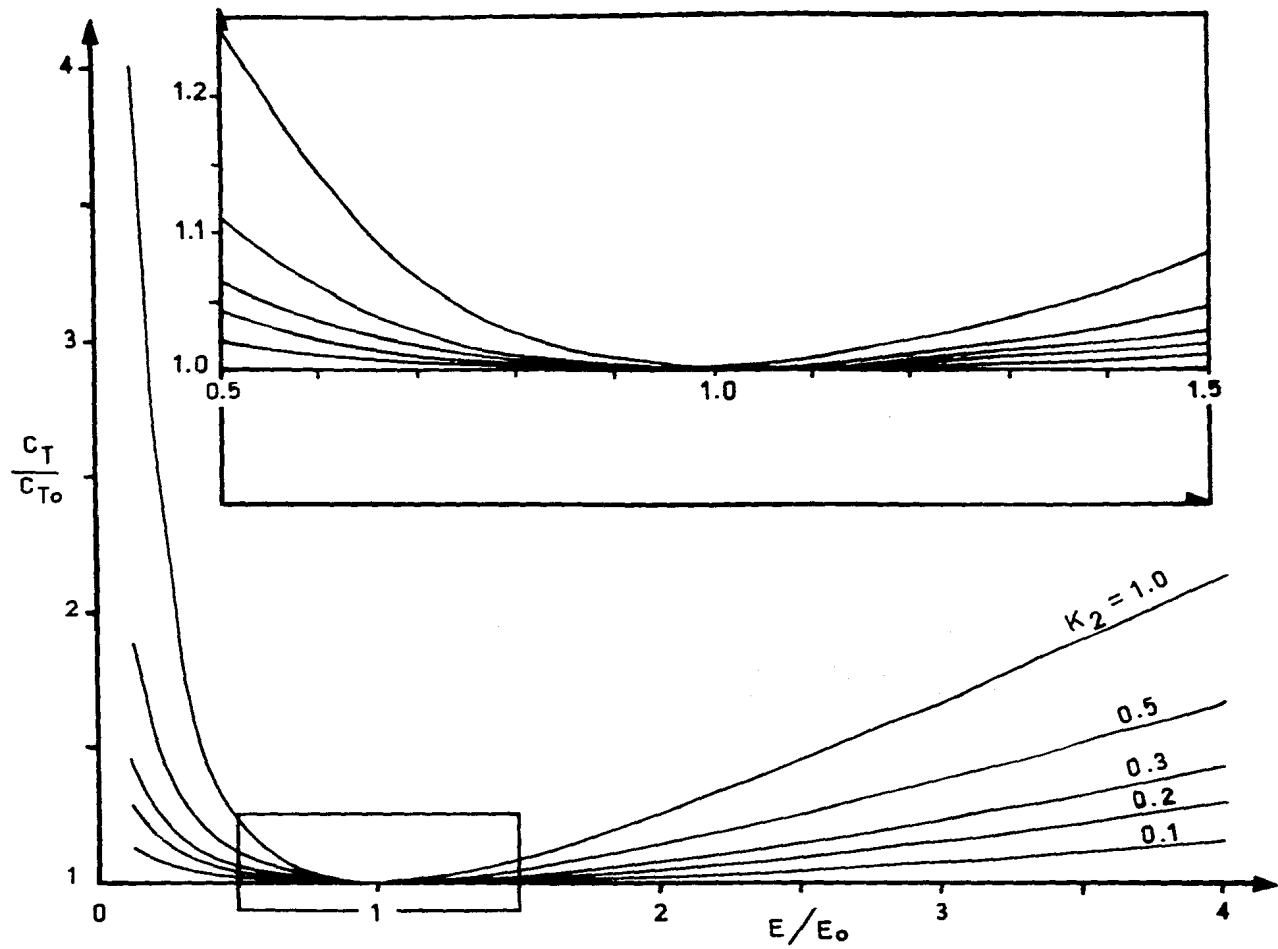
CONCLUSIONES

Después de haber obtenido las expresiones de los costos de operación para las diversas operaciones; excepto para la reacción química de la cual enfatizaremos posteriormente; podemos observar la diversidad de los valores de los exponentes del uso de energía en el costo de capital (K_2), con los cuales podemos observar en la gráfica de "Energía-Capital" (en la siguiente página)(*) el impacto económico (C_T/C_{T0}) de las diversas operaciones al trabajar fuera del consumo óptimo de energía y se puede ver también que a valores mayores de " K_2 " el impacto económico es mayor.

Podemos ahora tabular los valores de K_2 obtenidos para las diferentes operaciones para con estos poder apreciar cual es el impacto económico en la gráfica "Energía-Capital" para cada una de dichas operaciones de acuerdo con el valor de K_2 :

OPERACION	VALOR " K_2 "
Flujo de fluidos en tuberías.	$K_2 = 0.15$
Transferencia de calor en cambiadores de coraza y tubos.	$K_2 = 0.85$
Destilación en columnas de platos.	$K_2 = 0.09$

(*) Que se construye a partir de la ecuación (J) del capítulo I.



GRAFICA "ENERGIA-CAPITAL"

Como observación de la gráfica "Energía-Capital" podemos concluir lo siguiente:

- 1º.- Se observa un ahorro importante en el uso de energía en el punto óptimo y que corresponde al valor mínimo de la función C_T/C_{T_0} .
- 2º.- Para que los procesos operen más cerca del consumo óptimo de energía existe un gasto inicial mayor en el equipo (debido a su mayor tamaño). En la medida en que los procesos analizados sean rentables, esta inversión adicional de capital, también será rentable.
- 3º.- El operar fuera del consumo óptimo de energía tendrá un costo, éste es menos importante para operaciones con valores bajos de K_2 (< 0.2) y más importante para situaciones con valores altos de K_2 (> 0.5); así, por ejemplo, para diferentes relaciones E/E_0 podemos observar que el impacto (C_T/C_{T_0}) es mayor para las curvas con mayor valor de K_2 .
- 4º.- Las operaciones de procesos cuyo valor de K_2 sean mayores -- que 0.2, son buenos lugares para empezar a investigar las posibilidades de ahorro de energía.

Por otro lado, para la reacción química ya vimos en el capítulo correspondiente que es imposible obtener una expresión para el costo total por la imposibilidad de poder formular un modelo general que describa el comportamiento de un reactor catalítico de lecho fijo ya que para ello habría que resolver el sistema de ecuaciones diferenciales específicas para cada reactor y para la reac

ción que en él se lleve a cabo; pero si podemos decir y como ya -- antes lo hicimos; que la mejor manera de ahorrar en consumo de -- energía y tener un proceso eficiente económicamente, es logrando-- obtener un diseño de tal manera que en el reactor existan valores pequeños de gradientes de temperatura tanto en la partícula cata-- lítica como en el lecho tratando de mantener altas conversiones.

La manera en que pueden influirse los diseños nuevos de los equi-- pos como la operación en las instalaciones existentes, por el in-- cremento en la relación de costos entre los energéticos y el equi-- po deberá ser un nuevo compromiso entre ambos costos. Es importan-- te hacer notar que el incremento en los precios de los combusti-- bles ha sido mayor que el incremento en los precios de los equi-- pos; el cambio es de tal magnitud que las reglas de diseño tradi-- cionales ya no son completamente adecuadas.

Finalmente, consideramos que una buena manera de conocer las posi-- bilidades de ahorro de energía en la planta industrial nacional y por lo tanto la sensibilidad de este sector a las políticas de -- energía, consiste en no sólo jerarquizar las operaciones y proce-- sos que sean más fácilmente modificables para el mejor aprovecha-- miento de la energía, sino que, por medio de este tipo de análi-- sis, identificar las áreas prioritarias para la investigación tec-- nológica y científica en la industria química.