



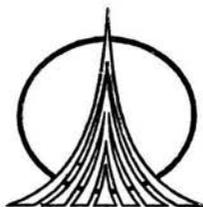
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
ZARAGOZA

"ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD DE RECUPERACION DE
ACETONA EN UNA CORRIENTE DE AIRE"

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A :
CESAR LARIOS LEYVA



Unidad en la Diversidad:
Zaragoza Frente al Siglo XXI

MEXICO, D.F.

2004



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



**FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES ZARAGOZA**

**JEFATURA DE LA CARRERA
DE INGENIERIA QUIMICA**

OFICIO: FESZ/JCIQ/071/03

ASUNTO: Asignación de Jurado

ALUMNO: LARIOS LEYVA CÉSAR
P r e s e n t e .

En respuesta a su solicitud de asignación de jurado, la jefatura a mi cargo, ha propuesto a los siguientes sinodales:

Presidente:	I.Q. Eduardo Loyo Arnaud
Vocal:	M. en C. Néstor Noé López Castillo
Secretario:	I.Q. José Bermúdez Mosqueda
Suplente:	Biol. María Guadalupe Cortez Moreno
Suplente:	I.Q. Ana Lidia Tlapanco Godar

Sin más por el momento, reciba un cordial saludo.

A T E N T A M E N T E
“POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU”
México, D. F., 27 de Agosto de 2003

EL JEFE DE LA CARRERA



INGENIERIA QUIMICA
SECRETARIA

M. en C. ANDRÉS AQUINO CANCHOLA

INSTITUTO NACIONAL
DE LA BIBLIOTECA

DEDICATORIAS

A **DIOS** POR GUIARME A LO LARGO DE ESTE CAMINO LLENO DE RETOS Y TROPIESOS, PERO QUE SIEMPRE A ESTADO A MI LADO Y NUNCA ME A DEJADO CAER.

A MIS **PADRES**, POR QUE SÉ QUE NO EXISTIRÁ UNA FORMA DE AGRADECER UNA VIDA DE SACRIFICIO Y ESFUERZO Y QUE ESTE OBJETIVO LOGRADO TAMBIÉN ES DE USTEDES, Y QUE LA FUERZA QUE ME AYUDO A CONSEGUIRLO FUE SU APOYO; LOS AMO.

A MI **HERMANA LIZ**, POR QUE CON SU EJEMPLO Y DEDICACIÓN A SU CARRERA Y VIDA TAMBIÉN FUERON UN IMPULSO PARA SEGUIR ADELANTE Y NUNCA BAJAR LOS BRAZOS. TE QUIERO.

A **KARITO**, POR QUE GRACIAS A TU APOYO Y AMOR FUERON PARTE DEL IMPULSO, QUE ME AYUDO A CULMINAR ESTA CARRERA Y QUE ME A DADO OTRA RAZÓN PARA SEGUIR VIVIENDO " **FER**". LAS AMO.

AGRADECIMIENTOS

A LA UNIVERSIDA NACIONAL AUTÓNOMA DE MEXICO, "MI ALMA MATER" QUE ME RECIBIO CON LAS PUERTAS ABIERTAS DESDE MI BACHILLERTATO HASTA EL TERMINO DE MI CARRERA, Y ME DIO LA OPORTUNIDAD DE CRECER COMO UNA PERSONA DE AMPLIO CRÍTERIO Y QUE SIEMPRE LA PONDRÁ EN ALTO.

" POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPIRITU"

A TODOS LOS INGENIEROS QUE ME TRANSMITIERON SU CONOCIMIENTO Y EXPERIENCIA DURANTE TODOS ESTOS AÑOS Y HAN SIDO UN EJEMPLO A SEGUIR.

A EL M. En C. NESTOR NOÉ LÓPEZ CASTILLO, QUIEN ME ASESORO DURANTE ESTE PROYECTO Y QUE SIN SU AYUDA NO SE HUBIERÁ LOGRADO ESTE OBJETIVO.

A MIS TIOS Y PRIMOS CON LOS QUE HE COMPARTIDO TODA MI VIDA Y SIEMPRE HAN ESTADO AHÍ PARA APOYARME Y QUE SABEN QUE SIEMPRE CONTARAN CON MI AYUDA.

A LA COMPAÑÍA AKZO NOBEL CHEMICALS S.A. de C.V. QUIEN FUE LA PRIMER INDUSTRIA QUE PISE Y POR ABRIRME LAS PUERTAS PARA APRENDER Y CONOCER MAS DE LO QUE ES LA INGENIERIA QUÍMICA.

A EL M. En C. MAURO CORDERO RAMOS GERENTE TÉCNICO DE LA COMPAÑÍA AKZO NOBEL CHEMICALS S.A. de C.V. QUE GRACIAS A ÉL PUDE REALIZAR ESTE PROYECTO.

A DON VICTOR CAMARILLO, SUPERVISOR AMBIENTAL DE LA COMPAÑÍA Y CON EL QUE COMPARTI MUCHOS MOMENTOS AGRADABLES Y ME DIO TODO SU APOYO DURANTE ESTE PROYECTO Y EN MI ESTANCIA EN LA COMPAÑÍA, Y AQUIEN PUEDO LLAMAR AMIGO.

A EL ING. JAIME VELASQUEZ QUE GRACIAS A SUS CONSEJOS Y APOYO PUDE REALIZAR UNA DE MIS METAS, ESTAR EN LA CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA QUIMICA Y LA DESICIÓN DE ENCAMINARME A LA INGENIERÍA DE PROYECTOS.

A TODOS MIS COMPAÑEROS Y AMIGOS: LUPITA, LEONEL, JORGE (PALENCIA), ENRIQUE (TORTUGA), JOSÉ (CHECHE), IVAN, CARLOS, EL DIABLO, ELIZABETH (XXXOOO) Y A TODOS LOS QUE ME FALTARON YA QUE SIN SU COMPAÑÍA DURANTE LA CARRERA, ÉSTA NO HUBIERA SIDO TAN PLACENTERA.

A EL ING. FAUSTO ROJAS BECERRIL, QUE ME ENSEÑO A COMO TRABAJAR Y A APRENDER QUE LA VIDA LABORAL Y LA VIDA UNIVERSITARIA SON MUY DISTINTAS, GRACIAS POR TUS CONSEJOS Y APOYO.

PERO QUIERO AGRADECER EN ESPECIAL A TODAS AQUELLAS PERSONA QUE SIEMPRE DUDARON DE MI Y ME PUSIERON EL PIE EN EL CAMINO, YA QUE ME DIERON FUERZAS PARA SEGUIR ADELANTE Y DEMOSTRAR QUE LOS SUEÑOS SE LOGRAN TRABAJANDO Y ESFORZANDOSE DIA CON DIA.



ÍNDICE	Pag.
Introducción.....	3
CAPÍTULO I	
GENERALIDADES.	
1.1 Antecedentes.....	7
1.2 Propiedades Físicas y químicas.....	7
1.3 Características.....	8
1.4 Usos.....	8
CAPÍTULO II	
MARCO TEÓRICO.	
2.1 Sistema de absorción gas –líquido.....	12
2.1.2 Sistemas de dos componentes.....	12
2.2 Sistemas de equilibrio para la absorción.....	13
2.2.1 Ley de Raoult en sistemas líquido - vapor.....	14
2.2.2 Selección de solventes para la absorción.....	15
2.2.3 Coeficiente Total de Transferencia de Masa.....	16
2.2.4 Ecuaciones de Balance de Masa.....	18
2.3 Columnas empacadas para absorción.....	23
2.3.1 Análisis de equipo de Contacto Continuo.....	23
2.4 Destilación.....	32
2.5 Sistemas de Equilibrio en la destilación.....	33
2.6 Columnas empacadas para Destilación.....	34
2.7 Destilación en columnas empacadas.....	35
2.8 Ecuaciones de Balance de Masa.....	39
2.9 Etapa Teórica.....	43
2.10 Construcción de una Etapa de Equilibrio.....	43
2.11 Localización de la Etapa de Alimentación.....	44
2.12 Hidráulica de la Columnas Empacadas.....	46
2.13 Tipo de Empaque y Criterios de Selección.....	47
2.14 Evaluación Económica.....	50

**CAPÍTULO III****BASES DE INGENIERÍA.**

3.1 Descripción del proceso.....	54
3.2 Elaboración de la Curva de Equilibrio.....	55
3.3 Balance de Masa en el Absorbedor.....	57
3.4 Curva de Operación.....	59
3.5 Calculo de la Altura y diámetro del Absorbedor.....	60
3.6 Construcción del Diagrama de Equilibrio para la Destilación.....	61
3.7 Balance de Masa para la Torre de Destilación.....	62
3.8 Calculo de la altura y el diámetro para la Columna de Destilación.....	65
3.9 Servicios Auxiliares.....	66
3.10 Criterios de Diseño.....	67
3.11 Lista de Equipo.....	68
3.12 Diagrama de Flujo de Proceso (DFP).....	70
3.13 Diagrama de Tubería e Instrumentación (DTI).....	72

CAPÍTULO IV**EVALUACIÓN ECONÓMICA.**

4.1 Estimado de costo del equipo.....	74
4.2 Estimado de costos de operación.....	75
4.3 Estimado de ahorro por recuperación de acetona.....	78

RESULTADOS	79
-------------------------	----

ANÁLISIS DE DATOS	81
--------------------------------	----

CONCLUSIONES	85
---------------------------	----

Bibliografía	88
---------------------------	----

Apéndice A

Memorias de Cálculo	89
----------------------------------	----



INTRODUCCIÓN

La acetona en México como también en otros países constituye un producto petroquímico importante, debido a sus varias aplicaciones, ya sea como disolvente o auxiliar en la fabricación de productos químicos como pinturas, barnices, lacas, cementos, cuero artificial y diversos productos similares. En los últimos años, la importancia de la acetona como materia prima en la síntesis química ha aumentado.

Actualmente en México existen varias compañías productoras de acetona, las que satisfacen la demanda nacional del producto tales como: Celanese Mexicana, Fenoquimia y Solvmex.

El presente proyecto tiene como finalidad el desarrollo de un sistema recuperador de acetona, la cual se evapora de los reactores del proceso de producción de los compuestos AZO (iniciadores de polimerización) en la planta de AKZO NOBEL CHEMICALS S.A. de CV. y con ello reducir tanto las emisiones al ambiente como los costos de esta materia prima importante para el proceso.

Para lograr este objetivo se deben considerar los elementos principales, como el fundamento teórico que es de donde partimos para soportar el cálculo y diseño de los equipos que el proyecto necesite, la Ingeniería Básica la cual tiene como finalidad el diseño básico de los equipos indicando las especificaciones (diámetros, alturas, material de construcción, condiciones de operación) planos y diagramas; y por último la Evaluación Económica ya que con ello se decide si el proyecto se puede llevar a cabo, considerarlo ó rechazarlo.

Así el trabajo tiene como alcance el diseño básico del equipo principal (una torre de absorción y una torre de destilación) como lo son la altura, el diámetro, tipo de empaque, material de construcción, servicios auxiliares, el balance de masa, el diagrama de proceso, el diagrama de tubería e instrumentación y la evaluación económica de estos. Y con ello tratar de recuperar un 95% de la acetona en la absorción y en la destilación de un 98% en domos y 1% en fondos, para poder reutilizarla bajando así los costos de esta materia prima y evitar la emisión de esta al ambiente.



Este proyecto esta constituido por cuatro capítulos, el primero de ellos inicia con un poco de la historia y una breve descripción del descubrimiento de la acetona, sus propiedades químicas y físicas, los diferentes compuestos derivados de ésta y la utilidad que tiene dentro de la industria química.

El Segundo capítulo continua con los conceptos básicos de equilibrio ya que es la parte medular para cualquier diseño de equipo que se desee fabricarla descripción de las dos principales operaciones unitarias para este proyecto que son la absorción y la destilación, los tipos de empaque o superficie de contacto para estos equipos que es donde se lleva a cabo el fenómeno físico de separación o mezcla de los componentes deseados (según el caso) y los criterios para su selección.

Posteriormente en el capítulo tres se exponen las bases de diseño en donde se hacen los cálculos necesarios para el dimensionamiento del equipo como la altura, el diámetro, el tipo de empaque adecuado, el balance de masa y los servicios auxiliares que se necesitan e incluyendo los Diagramas de Flujo de Proceso y de Tubería e Instrumentación.

Dentro de el cuarto capítulo se hace la Evaluación Económica la cual nos dará la información necesaria para determinar si el proyecto puede llevarse a cabo o no, en esta se calcula el costo que tendrán los equipos, los servicios auxiliares y el ahorro por recuperación de acetona.

Finalmente en el quinto capítulo llamado Análisis de datos es donde nosotros compramos los resultados obtenidos con los datos experimentales para verificar que los datos calculados se encuentran dentro de las recomendaciones que hacen y con ello asegurar que el sistema de recuperación funciona de una manera eficiente y que nos puede dar los resultados esperados para este proyecto.



CAPÍTULO I

Generalidades



1.1 Antecedentes Históricos

La acetona fue obtenida por Labavius en 1595 por destilación seca del azúcar de plomo (acetato de plomo). En 1805 Trommsdorff dijo que destilando el acetato de potasio o de sodio se tenía un líquido intermedio entre el alcohol y el éter. Leibeg y Dumas, en 1832 determinaron la composición exacta de la acetona. Algunos años después, Williamson determinó la composición de las cetonas; la síntesis de esta sustancia por reacción del dimetil-zinc (dimetiluro de zinc) con el cloruro de acetilo confirmó esta opinión.

Algunos nombres genéricos que se usan para llamar a este producto son: dimetilcetona, 2-propanona y éter piro acético aunque el más usado es la acetona.

1.2 Propiedades Físicas

Fórmula Química	CH ₃ COH ₃
Peso Molecular	58.08
Punto de Fusión (°F)	-138.28
Punto de ebullición(14.7 lb/in ² °F)	133.7
Densidad relativa(68°F / 39.2°F)	0.7896
Índice de refracción	1.3591
Presión de vapor (68°R, lb/in ²)	3.49
Calor específico	0.5176
Conductividad térmica	0.0065
Densidad (lb/ft ³ a 68°F)	49.29
Tensión superficial (poundal/ft, 68°F)	0.5132
Calor de vaporización (BTU/lb)	220.0
Calor de Combustión (BTU/lb)	13,230.0
Constante dieléctrica (68°F)	21.40
Solubilidad en agua	Infinita
Viscosidad (59°F,lbm/ft s)	2.27 E-4



Propiedades Químicas

La acetona da de las reacciones químicas de las cetonas. La cual forma compuestos cristalizados con bisulfitos alcalinos.

Los reductores convierten a la acetona en alcohol isopropílico y pinacol. No se oxida fácilmente ni se altera con el ácido nítrico a la temperatura ordinaria y es estable con el permanganato neutro. Los oxidantes más potentes, como el permanganato alcalino y el ácido crómico, la descomponen en ácidos acético y fórmico, y éste se descompone en bióxido de carbono y agua.

La acetona no reduce la solución de plata amoniacal ni la solución de Fehlig. Los límites de explosividad de las mezclas de acetona y aire son en un rango de 2.55 y 12.8% de acetona a la temperatura ordinaria.

1.3 Características

Líquido incoloro de olor característico, flamable, miscible en todas proporciones con el agua y en numerosos compuestos orgánicos, alcohol, éter, cloroformo y con la mayoría de los aceites.

1.4 Usos

La acetona se utiliza principalmente en la producción de anhídrido acético, la cual se emplea en su mayoría para la fabricación de acetato de celulosa para la manufactura de seda artificial, películas fotográficas y plásticos.

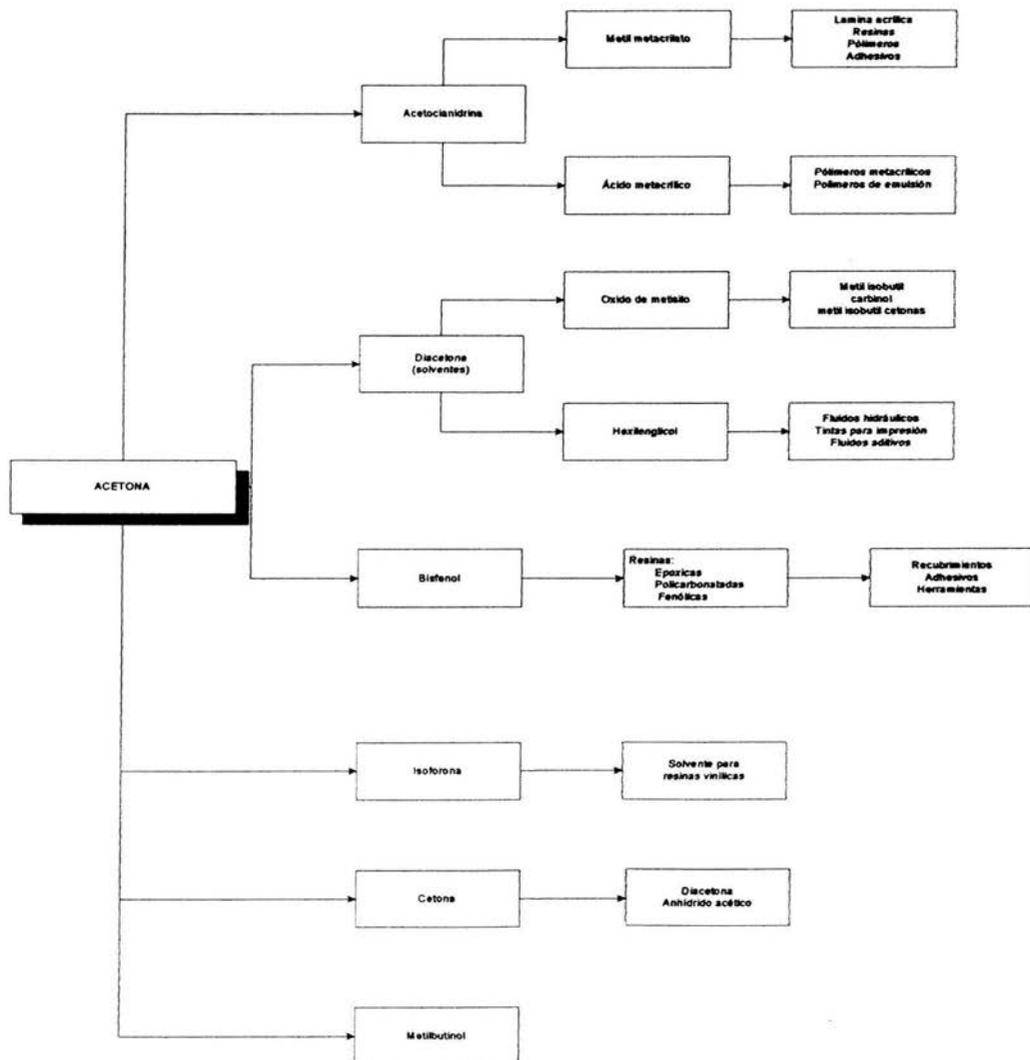
La acetona se usa mucho como disolvente del acetato de celulosa para convertirlo en productos útiles, la industria del acetato de celulosa es la que consume mayor cantidad de acetona, ya sea en esta forma o en la del anhídrido acético que de ella se obtiene. La acetona es también un buen disolvente de la nitrocelulosa y se utiliza para hacer películas, cementos, cuero artificial y productos similares.

Cada día aumenta más la importancia de la acetona, como materia prima para la síntesis química. Además de sus utilización para producir el anhídrido acético que es la materia prima de la cual derivan el óxido de mesitilo, la metil-isobutil-cetona, la isoforona, el metil-etil-cetona, etc.

Se emplea también en gran cantidad para producir ácido hidroxi-isobutírico por tratamiento del ácido cianhídrico, seguido de hidrólisis ácida este producto se convierte en ácido metil acrílico con el cual se obtiene importantes materiales plásticos. Algunos derivados halogenados de la acetona como la monocloroacetona y la dicloroacetona los dos isómeros de esta y la bromoacetona son gases lacrimógeno.



Tabla 1.1 Cadena Productiva de la Acetona.





CAPÍTULO II

Marco Teórico



La transferencia de masa consiste en un sistema que contiene dos o más componentes cuyas concentraciones pueden variar de un punto a otro, hay una tendencia natural a que la masa se traslade, disminuyendo la diferencia de concentración dentro del sistema, es decir, el transporte de un componente desde una región de alta concentración dentro del sistema hasta otra de baja concentración. El mecanismo de transferencia de masa, como también el de transferencia de calor, depende de la dinámica del sistema en el que ocurre.

La masa puede transferirse por el movimiento aleatorio de las moléculas en los fluidos estáticos, o puede transferirse desde una superficie hacia dentro del fluido en movimiento con la ayuda de las características dinámicas del fluido. Existen dos modos distintos de transporte, la transferencia de masa molecular y la transferencia de masa convectiva, que son análogos de la transferencia de calor por convección y la transferencia de calor por conducción. Como en el caso de transferencia de calor, de inmediato es necesario darse cuenta que con frecuencia los dos mecanismos actúan en forma simultánea. Sin embargo, en la confluencia de las dos formas de transferencia de masa, un mecanismo puede dominar cuantitativamente, de manera que es necesario utilizar soluciones aproximadas en que intervenga solo el modo dominante.

Existen diferentes operaciones unitarias en las cuales se utiliza la transferencia de masa y las cuales nos sirven para la separación o elaboración de productos necesarios para el hombre.

Una de estas operaciones es la destilación la cual es muy antigua, y ha sido muy practicada en los últimos mil años. Algunas de sus aplicaciones más comunes son la vaporización de crudo y la concentración de alcohol en algunas bebidas. La primera columna vertical de destilación fue desarrollada por Callier-Blumenthal en Francia en el año de 1813 y en el año de 1820 fue usada la primer torre empacada de bolas de vidrio para destilar alcohol.

Durante el primer cuarto del siglo veinte las aplicaciones de la destilación se han expandido como una herramienta para elevar el grado de alcohol en las bebidas dentro de la primera separación técnica en la industria química.

Los procesos de separación alcanzan sus objetivos mediante la creación de dos o más zonas que coexisten y que tienen diferencias de temperatura, presión, composición o fase. Cada especie molecular de la mezcla que se vaya a separar reaccionará de modo único ante diversos ambientes presentes en esas zonas. En consecuencia, conforme el sistema se desplaza hacia el equilibrio, cada especie establecerá una concentración diferente en cada zona y esto da como resultado una separación entre las especies.



Para este tipo de separaciones existen dos tipos de internos para las columnas, los platos o charolas y los empaques aleatorios, estos últimos son ocupados en columnas de relleno e históricamente, han sido tres generaciones para la evolución de los anillos aleatorios. La primera generación (1907 a 1950) produjeron dos diseños básicos, los anillos Raschig y los Belt saddle, que han sido los antecesores de los anillos modernos.

La segunda generación (1950 a 1970) se diseñó también dos tipos de anillos de geometría común, los anillos Pall y los Intalox saddle, que llegaron a ser igual de populares que los primeros y por último se han producido una multitud de anillos pall, e Intalox de diferentes geometrías.

2.1 ABSORCIÓN GAS-LÍQUIDO

La absorción es una operación unitaria de transferencia de materia, que consiste en poner en contacto un gas con un líquido, para que éste disuelva determinados componentes del gas, el cual, queda libre de los mismos. La absorción puede ser física o química, dependiendo que el gas se disuelva en el líquido absorbente o reaccione con él dando un nuevo compuesto químico.

En una sección cualquiera de la columna están en contacto un gas y un líquido que no estén en equilibrio por lo que se produce una transferencia de materia. La fuerza impulsora actuante es la diferencia entre la presión parcial en el gas del componente que se transfiere y la presión parcial que tendría el componente en un gas que estuviera en equilibrio con el líquido del punto considerado. Generalmente, estas operaciones son usadas solo para recuperar o remover un soluto. La separación del soluto del solvente requiere de técnicas de fraccionamiento de destilación.

2.1.2 Sistemas De Dos Componentes

Si una cantidad de gas y un líquido relativamente no volátil son llevados al equilibrio la concentración resultante del gas disuelto en el líquido se dice ser la solubilidad del gas a la Temperatura y Presión del sistema.

La velocidad a la cual un constituyente gaseoso de una mezcla se disolverá en un líquido absorbente, depende de la desviación del equilibrio al cual existe y por lo tanto es necesario considerar las características del equilibrio gas-líquido.

Hay muchos procesos en los que se lleva a cabo la transferencia de dos fases. La transferencia de masa depende del gradiente de concentración de la especie en una fase. Cuando se llega al equilibrio los valores del gradiente y de la rapidez neta es cero.



2.2 SISTEMA DE EQUILIBRIO PARA ABSORCIÓN.

La transferencia entre dos fases también requiere de un alejamiento del equilibrio entre las concentraciones promedio o global entre las fases. Si una mezcla de dos fases que incluye un gas en contacto con un líquido estuviera en un recipiente isotérmico e isobárico se alcanza un equilibrio dinámico. El equilibrio dinámico está indicado por una concentración constante de gas en la fase líquida y una concentración constante o presión parcial constante de gas en la fase gaseosa.

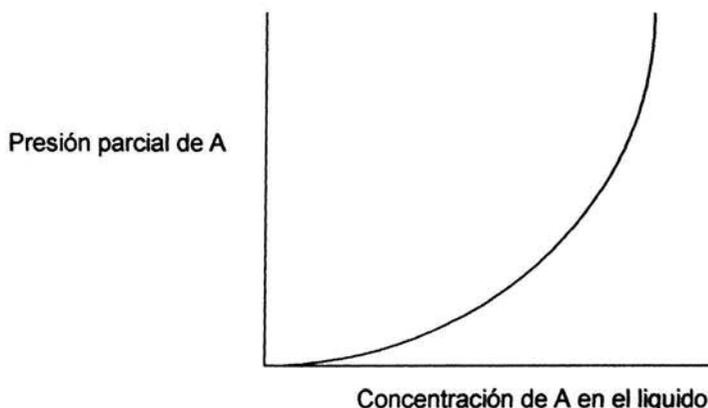


Figura 2.1 Gráfica de equilibrio

Existen muchas formas gráficas de datos de equilibrio, debido a la diversidad de formas de expresar las concentraciones en cada una de las fases.



2.2.1 Ley De Raoult Para Sistemas Líquido-Vapor

Cuando dos o más especies líquidas forman una solución líquida ideal con una mezcla de vapor en equilibrio, la presión parcial de cada componente en el vapor es proporcional a su fracción molar en el líquido x_i . La constante de proporcionalidad es la presión de vapor P_i^o , de la especie pura a la temperatura del sistema, y esta relación recibe el nombre de Ley de Raoult, en honor al científico francés que la descubrió.

Cuando la fase líquida es ideal es válida la Ley de Raoult:

$$P_i = x_i * P_i^o \quad (1)$$

P_i = presión parcial.

x = fracción molar

P_i^o = presión de vapor

Cuando la fase gaseosa es ideal aplica la Ley de Dalton:

$$P_i = y_i * P \quad (2)$$

P_i = presión parcial.

P = presión total.

y_i = fracción molar en la fase gas.

Combinando las ecuaciones (1) y (2):

$$y_i = \left(\frac{P_i^o}{P} \right) x_i \quad (3)$$

Con esta ecuación solamente es preciso conocer las presiones de vapor de los componentes puros para establecer la relación de equilibrio vapor – líquido.



A continuación se presentan conceptos básicos comunes para todos los sistemas que relacionan la distribución de un componente entre dos fases y describen la transferencia interfacial de masa.

1. Cuando hay un conjunto fijo de T y P, las regla de Gibbs de las fases establece un conjunto de relaciones de equilibrio que se puede mostrar de forma de curva de distribución de equilibrio.
2. Cuando un sistema se encuentra en equilibrio, no hay transferencia neta de masa entre las fases.
3. Cuando un sistema no se encuentra en equilibrio el componente o componentes del sistema se transfieran de tal manera que hagan que la composición del sistema se acerque al equilibrio. Si se deja transcurrir el tiempo suficiente el sistema alcanzaría finalmente el equilibrio.

2.2.2 Selección De Solventes Para Absorción

Para seleccionar el disolvente que se utilizara en la operación de absorción debe tomarse en cuenta las siguientes consideraciones:

1. Solubilidad
2. Volatilidad baja.
3. No corrosivo
4. Costos bajos.
5. Baja viscosidad.
6. otros
 - 6.1 no tóxicos
 - 6.2 no flamable
 - 6.3 inerte o químicamente estable
 - 6.4 inmiscibles.

El disolvente ideal es no volátil, libre de soluto, no corrosivo, estable, no viscoso, no espumante y no flamable, además de que tiene una solubilidad infinita para el soluto. En el caso de no encontrar un solvente ideal, la elección suele basarse en una alternativa más conveniente. Cuando es posible esa elección, se dará preferencia a un líquido con una solubilidad muy alta para el soluto. El gas de salida se satura, en general como disolvente y la pérdida de este último puede resultar muy costosa; por lo tanto, pueden escoger disolventes de bajo costo en vez de los costosos, de mayor solubilidad y menor volatilidad.



2.2.3 Coeficiente De Transferencia De Masa.

Cuando se transfiere material de una fase a otra a través de una interfase que las separa a las dos, la resistencia a la transferencia de masa en cada fase provoca un gradiente de concentración en cada una de ellas, como se muestra en la siguiente figura.

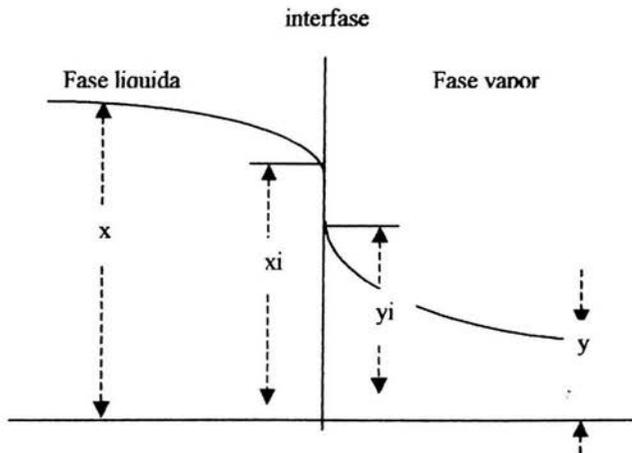


Figura 2.2 Distribución de concentraciones cerca de una entrecara.

Las concentraciones en el material que se difunde en las dos fases inmediatamente adyacentes a la interfase, suelen ser desiguales, incluso si se expresan en las mismas unidades; pero se supone habitualmente que se relacionan una con la otra mediante las leyes del equilibrio termodinámico.



Coefficiente Total De Transferencia De Masa

Debido a que es bastante difícil medir físicamente la presión parcial y la concentración en la interfase, es conveniente emplear varios coeficientes totales basados en una fuerza impulsora total entre las composiciones en el seno de las fases, $P_{A,G}$ y $C_{A,L}$, el cual puede definirse un **coeficiente total de transferencia de masa** en términos de una fuerza impulsora de presión parcial. Este coeficiente, K_G , debes tomar en cuenta toda la resistencia difusional en ambas fases; se halla definido por:

$$N_a = K_G (P_{A,G} - P_{A,i})$$

En donde, N_a = Velocidad de difusión, $P_{A,G}$ = es la composición en el seno de la fase gaseosa; $P_{A,i}$ = Presión parcial de A en equilibrio con la composición aparente en la fase líquida, $C_{A,L}$ y K_G es el coeficiente total de transferencia de masa basado en una fuerza impulsora de presión parcial, en moles de A transferidos/(tiempo)(área interfacial)(presión)

Para utilizar esta ecuación en el diseño de intercambiadores de masa, debe conocerse el área de contacto de la interfase ya que existen áreas en otros equipos que son virtualmente imposibles de medir. Por esta razón debes introducirse el factor a que represente el área superficial de la interfase por unidad de volumen del equipo de transferencia de masa. La transferencia de masa dentro de una altura dz , por unidad de área de la sección transversal del intercambiador de masa es

$$N_a \left[\frac{\text{moles de A transferidos}}{hr(\text{área interfacial})} \right] \left[a \left(\frac{\text{área interfacial}}{ft^3} \right) \right] dz(\text{pie}) = \left(\frac{\text{moles de A transferidos}}{(hr)(\text{área de sección transversal})} \right)$$

Puesto que el factor a como los coeficientes de transferencia de masa dependen de la geometría del equipo de transferencia de masa y de las rapidezces de flujo de las dos corrientes inmiscibles en contacto, es común combinarlas en un producto. El coeficiente de capacidad total, K_{Ga} se evalúa experimentalmente como una variable de proceso combinada y cuyas unidades son:

$$K_{Ga} a [=] \text{lb mol/A} / \text{h ft}^3 \text{ atm}$$

La transferencia de masa de A se definió por los balances de masa y por las ecuaciones de transferencia. Cuando en el equipo ocurre contacto continuo entre las dos fases, ambas ecuaciones pueden combinarse y la expresión resultante se puede integrar, obteniéndose una relación para definir la altura del equipo.



2.2.4 ECUACIONES DE BALANCE DE MASA.

Hay cuatro fundamentos importantes que constituyen la base del diseño de equipo de contacto continuo.

1. Balance de materia y energía incluyendo las ecuaciones de conservación de masa y energía.
2. Equilibrio interfase.
3. Ecuaciones de transferencia de masa.
4. Ecuaciones de transferencia de momentum.

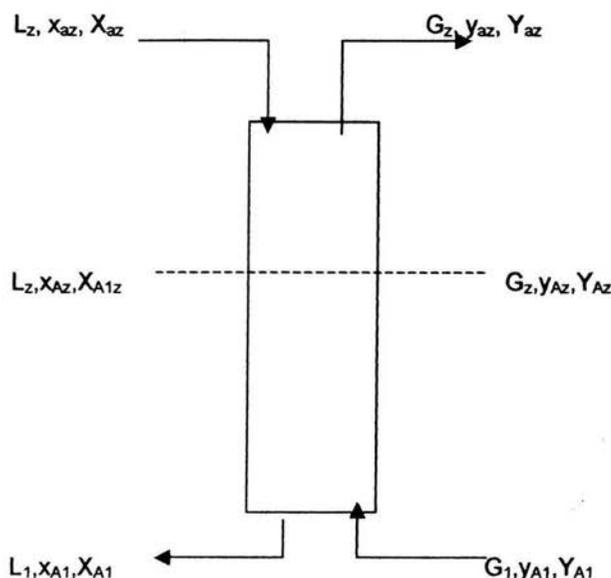


Figura 2.3 Línea de equilibrio, operacional y de balance de masa.

Nomenclatura

L_1 = Moles totales de la fase L que abandonan la torre por área de sección transversal de la torre.

G_1 = Moles totales de la fase G que entran a la torre por área de sección transversal de la torre.

y_{A1} = Fracción molar de A en G_1 .

x_{A1} = Fracción molar de A en L_1 .



Un balance microscópico de masa sin reacción química es:

$$\begin{array}{ccc} \text{Moles de A} & & \text{Moles de A} \\ \text{Que entran} & = & \text{que abandonan} \\ \text{al sistema} & & \text{el sistema} \end{array}$$

esto es

$$G_1 y_{A1} + L_2 x_{AZ} = G_2 y_{AZ} + L_1 x_{A1} \quad (1)$$

Alrededor de Z

$$G_1 y_{A1} + L_2 x_{AZ} = G_2 y_{AZ} + L_1 x_{A1} \quad (2)$$

Existen relaciones mas sencillas y ecuaciones mas fáciles de usar que expresan unidades de concentración libres de soluto.

Y_A = Moles totales de A en la fase G por moles de G libres de A.

X_A = Moles de A en la fase L por moles de L libres de A.

$$Y_A = y_A / (1 - y_A) \quad (3) \quad X_A = x_A / (1 - x_A) \quad (4)$$

La rapidez de flujo se convierte en L_s y G_s , donde:

L_s = Moles de la fase L libres de soluto.

G_s = Moles de la fase G libres de soluto.

Entonces el balance para A se puede escribir:

$$G_s Y_{A1} + L_s X_{A1} = G_s Y_{AZ} + L_s X_{AZ} \quad (5)$$

Reordenando:

$$G_s (Y_{A1} - Y_{AZ}) = L_s (X_{A1} - X_{AZ}) \quad (6)$$

$$L_s / G_s = (Y_{A1} - Y_{AZ}) / (X_{A1} - X_{AZ}) \quad (7)$$

La ecuación (7) es una línea recta que pasa por los puntos (Y_{A1}, Y_{AZ}) y (X_{A1}, X_{AZ}) , cuya pendiente es L_s / G_s .



Haciendo un balance de masa alrededor del plano $z=z_1$ y un plano arbitrario Z :

$$G_1 y_{A1} + L_2 x_{AZ} = G z y_{AZ} + L_1 x_{A1} \quad (8)$$

$$G_s (Y_{A1} - Y_{A,Z}) = L_s (X_{A1} - X_{A,Z}) \quad (9)$$

$$L_s/G_s = (Y_{A1} - Y_{A,Z}) / (X_{A1} - X_{A,Z}) \quad (10)$$

La ecuación (10) define las operaciones operativas dentro del equipo y se denomina línea de operación.

Tal como se vio anteriormente la ecuación (10) es una línea recta que pasa por los puntos (Y_{A1}, Y_{AZ}) y (X_{A1}, X_{AZ}) y cuya pendiente es L_s/G_s . Cuando dos rectas tiene la misma pendiente y un punto en común, se localizan en la misma recta. Por lo tanto la Ecuación (10) es una expresión general que relaciona las composiciones globales en las dos fases con cualquier plano del sistema.

Es importante hacer notar la diferencia entre las ecuaciones (2) y (9), aunque ambas describen el balance para el componente A solo la ecuación (9) es una recta; y es recta por que se basa en cantidades constantes de L_s y G_s .

Cuando se escribe en cantidades de fracción molar, los valores de L y G cambian por lo que la línea no es recta como se aprecia en la figura 2.4

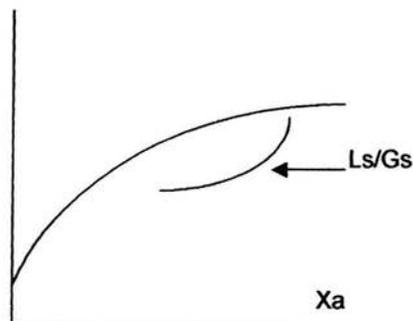


Figura 2.4 Relación de L_s/G_s .

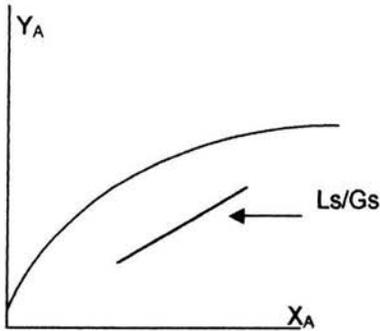


Figura 2.5 a Desorción

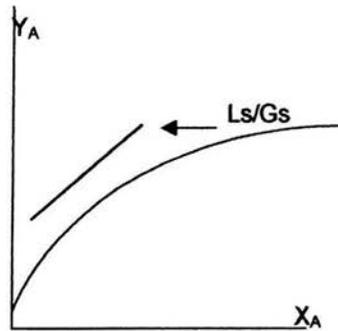
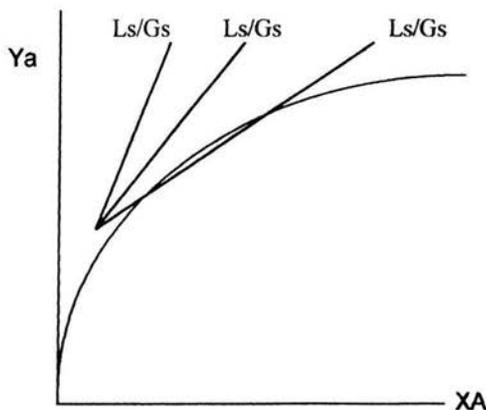


Figura 2.5 b Absorción

Las figuras anteriores (2.5a y 2.5b) nos muestran la diferencia que existe en cuanto a la posición de la relación Ls/Gs ya que por debajo de la curva de equilibrio tendríamos una desorción y de modo contrario una absorción.

En cuanto a el diseño de equipo de transferencia se deben especificar por lo menos, la rapidez de flujo de una fase y 3 de las cuatro composiciones de entrada y salida.

Supongamos que conocemos la fase G con una G_s conocida y cambia su composición de Y_{A1} a Y_{A2} transfiriendo soluto a una segunda fase que entra en la torre con una composición X_{A2} . De acuerdo con la línea de operación debe pasar por el punto (X_{A2}, Y_{A2}) y debe determinar en la ordenada Y_{A1} .

Figura 2.6 diferentes pendientes entre Ls/Gs



En la figura 2.6 la línea tiene una diferente L_s ya que G_s está fijada. La L_s mínima que se puede utilizar es la que toca la curva de equilibrio. Mientras más lejos esté la línea operativa de la curva de equilibrio, mejor será la fuerza motriz, entonces L_s/G_s es la relación mínima.

Gráfica Para La Operación Del Absorbedor.

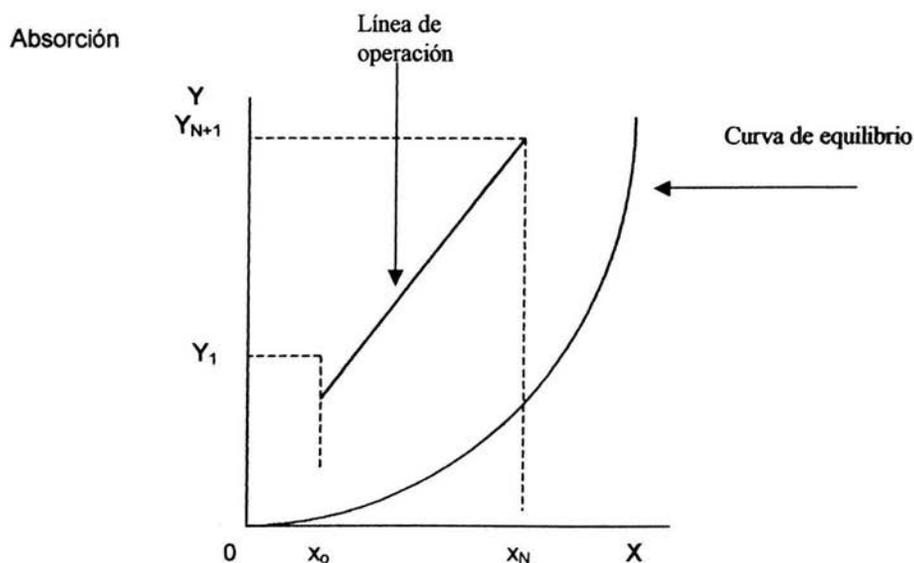


Figura 2.7 Línea de operación para una absorción.

Desde el punto de vista de operación interesa emplear la menor cantidad posible de líquido. Esta cantidad está dada por la pendiente mínima de la línea de operación (figura 2.7) al ser menor la cantidad de líquido empleado mayor será su concentración de salida y más difícil es la absorción, necesiándose mayor tiempo de contacto entre fases y, por consiguiente, mayor altura de la torre, lo que arrojará mayor costo de instalación. En la práctica se emplea una relación de L_s/G_s entre 1.5 a 1.8 del L_s/G_s mínimo.



2.3 COLUMNAS EMPACADAS PARA ABSORCIÓN.

Un aparato frecuente utilizado en absorción de gases en la torre empacada. Este dispositivo consiste en una torre equipada con una entrada de gas y un espacio de distribución en la parte inferior, una entrada de líquido y un distribuidor en la parte superior; salidas para el gas y el líquido por cabeza y cola respectivamente; y una masa soportada por cuerpos sólidos inertes que recibe el nombre de empacado o relleno de la torre, el cual puede ser cargado al azar en la torre o bien ser colocado ordenadamente a mano. La entrada de líquido se distribuye sobre la parte superior del relleno mediante el distribuidor y, en la operación ideal, moja uniformemente la superficie del relleno. El gas que contiene el soluto asciende a través de las hendiduras del relleno en contracorriente con el flujo del líquido, y así el líquido se enriquece de soluto a medida que desciende por la torre. El relleno proporciona una gran área de contacto entre el líquido y el gas, favoreciendo así un íntimo contacto entre las fases, y la mayoría de los rellenos de la torre se construyen de materiales baratos, inertes y livianamente ligeros, tales como la arcilla, porcelana o diferentes plásticos. A veces se utilizan anillos metálicos de pared delgada, de acero o aluminio.

Por último cabe mencionar que el diámetro de una torre de absorción depende de las cantidades de gas y líquido tratadas, sus propiedades, y su relación de una corriente a otra, y que la altura de la torre y por lo tanto el volumen del relleno, depende de la magnitud de las variaciones de concentración que se desean y de la velocidad de transferencia de materia por unidad de volumen de relleno.

Análisis De Equipo De Contacto Continuo

Para el diseño de columnas empacadas es importante determinar tanto la *altura* como el *diámetro* de empacado necesario para la separación. Además se deben definir otros factores como el *tipo de empacado* más adecuado para la columna, el *material de construcción* tanto de la columna como del empacado y todos los *accesorios* requeridos (distribuidores, soportes, escaleras, tubería, etc.).

En general, un buen empacado debe de ofrecer las siguientes características:

- Alta área interfacial de contacto líquido-gas. Esto se cuantifica a través del área superficial por unidad de volumen de empacado, a_p que se define:

$$a_p = \text{área superficial/volumen de empacado.}$$

El valor de a_p debe ser elevado debido a la estructura macroscópica (huecos) del empacado y no debido a la estructura microscópica interna (porosidad).



Características adecuadas de flujo. Debe de ser capaz de manejar altos flujos de material con bajas caídas de presión.

- Químicamente inerte.
- Resistencia estructural para manejo e instalación.
- Bajo costo.

Cálculo De La Altura De Una Torre Empacada.

Los moles del componente que se difunden, A, transferidos por el área de la sección transversal se definen mediante dos conceptos totalmente diferentes, el balance de materia y las ecuaciones de transferencia de masa.

En equipos que implican el contacto continuo entre dos fases inmiscibles, estas dos ecuaciones pueden combinarse y la expresión resultante integrarse para proporcionar una relación de definición de la altura desconocida del intercambiador de masa.

Considerando un intercambiador de masa isotérmico, a contracorriente que se utiliza para alcanzar la separación en un sistema que contiene un coeficiente de transferencia de masa total constante K_{ya} en todo el intervalo de concentración en las operaciones de transferencia de masa. El balance de masa para el componente A, a lo largo de la longitud diferencial dz se describe como:

$$\frac{\text{moles de A transferidos}}{(hr)(\text{área de sección transversal})} = LsdX_A = GsdY_A$$

La transferencia de masa del componente A en la longitud diferencial dz , se define por

$$\frac{\text{moles de A transferidos}}{(hr)(\text{área de sección transversal})} = N_A dX_A = K_{ya}(Y_{AG} - Y^*_A) dz$$



Al combinar esta dos ecuaciones y reordenar, se obtiene

$$dz = \frac{G_S dY_A}{K_{YA} (Y_A - Y_A^*)}$$

o, para la longitud del intercambiador de masa,

$$z = \frac{G_S}{K_{YA}} \int_{Y_{A2}}^{Y_{A1}} \frac{dY_A}{Y_A - Y_A^*}$$

En donde:

Z= la altura de empaque en metros,

K_{YA} = coeficiente total de transferencia de masa (kgmol/hm^3),

G= es el consumo de gas inerte constante en toda la columna (kgmol/h)

Y_1, Y_2 = las concentraciones de entrada y salida de la torre

Y^* = las concentraciones en el equilibrio.

La evaluación del miembro de la derecha de esta ecuación requiere de integración gráfica. Los puntos $Y_A - Y_A^*$ pueden evaluarse a partir de la gráfica de Y_A en relación con X_A , como se ilustra en al figura 2.8a . Esta distancia vertical entre la línea de operación y la líneas de equilibrio representa la fuerza impulsora total en unidades de Y. La fuerza impulsora puede determinarse para cada valor de Y_A y su recíproco puede entonces representarse gráficamente en relación a Y_A como se ilustra en la gráfica 2.8b Conociendo el área bajo la curva la longitud del intercambiador de masa puede evaluarse por medio de esta integral.

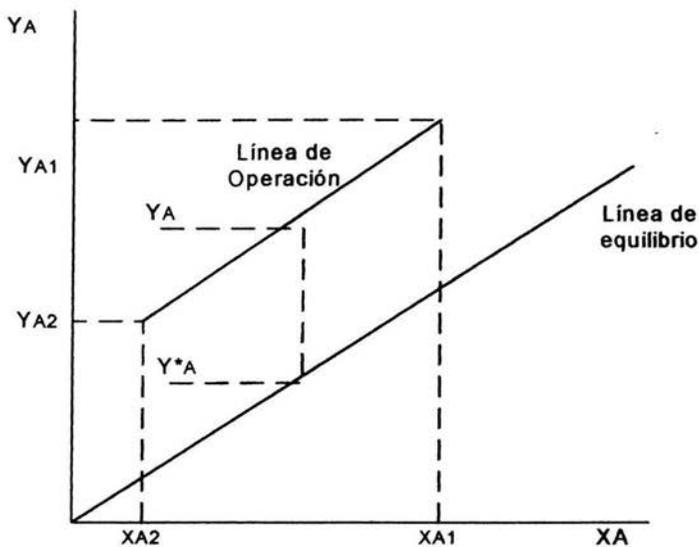
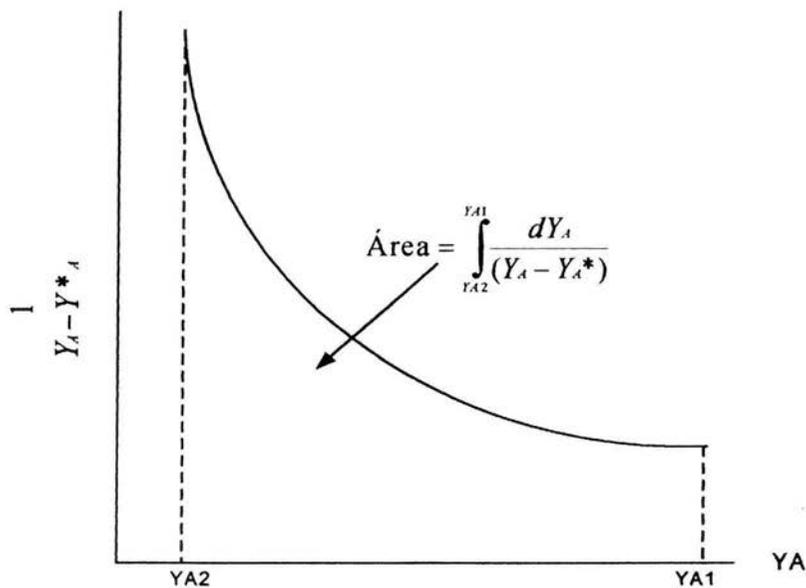
Figura 2.8a Evaluación de $Y_A - Y^*_A$, la fuerza impulsora

Figura 2.8b Evaluación gráfica de la Integral.



Para el caso del cálculo para obtener la altura de la torre se puede representar de la siguiente manera:

Altura De Una Unidad De Transferencia Del Gas

$$HTU = \frac{G}{K_y a}$$

Numero De Unidades De Transferencia.

$$NTU = \int_{y_{a2}}^{y_{a1}} \frac{dy}{Y - Y^*}$$

Combinando las ecuaciones anteriores tenemos que:

$$Z = HTU \cdot NTU$$

De esta manera podemos calcular la altura de la torre teniendo como unidades los metros.



En la figura 2.10 se da una correlación para la velocidad de inundación de una torre empacada al azar. Los absorbedores y los desorbedores se diseñan para trabajar muy por debajo de la caída de presión asociada con la inundación; por lo general se diseñan para caídas de presión de 200 a 400 N/m² por metro de profundidad empacada. La abscisa de esta relación del caudal superficial del líquido y del caudal en masa del gas y de las densidades de las fases gaseosa y líquida. En la ordenada interviene el caudal superficial del gas, en masa, la viscosidad de la fase líquida, las densidades del líquido y del gas, una característica del empaque C_f , que se obtiene de tablas y dos constantes J y gc . (Para unidades SI, gc es igual a 1 y J es igual a 1). En el año de 1970 Sherwood-Eckert generalizaron la correlación de la caída de presión llamada GPDC por sus siglas en inglés (Generalized Pressure Drop Correlación), por lo que hasta la fecha, la carta de Sherwood-Eckert ha sido la norma de la industria para predecir caídas de presión y puntos de inundación.

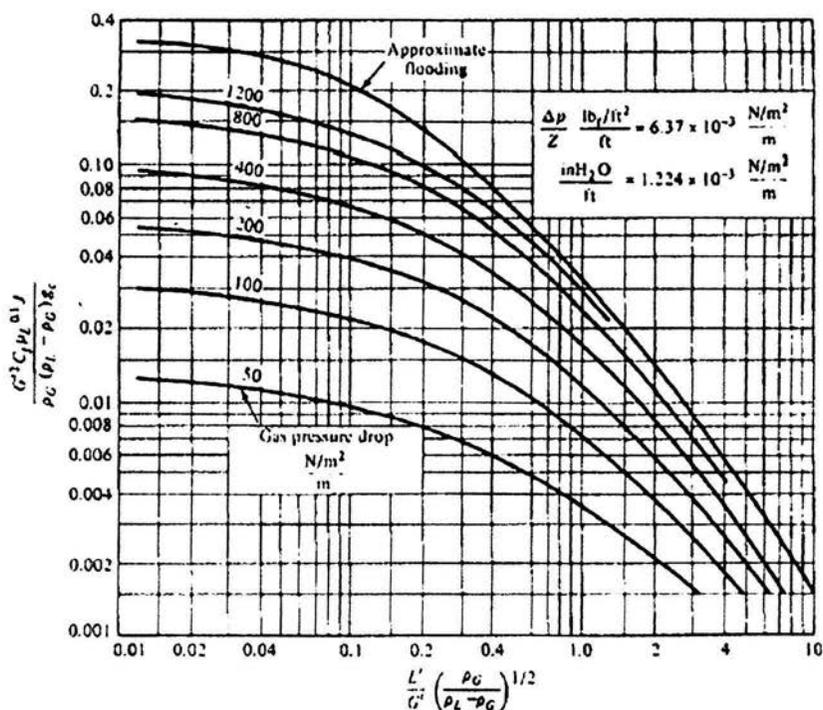


Figura 2.10 Correlación de Sherwood-Eckert



Para lo anterior se ocupan las siguientes ecuaciones:

$$\frac{L}{G} \left(\sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}} \right)$$

G= Flujo de gas

L= Flujo de líquido

ρ_G = densidad del gas

ρ_L = densidad del líquido

El resultado obtenido de la relación anterior, es la ordenada de la carta de Eckert por lo que trazando una línea desde la ordenada hasta la línea de inundamiento se lee el valor de la siguiente relación:

$$\frac{G^2 * F * \mu^{0.2} * J}{g * \rho_G * \rho_L}$$

G= Flujo de gas

L= Flujo de líquido

ρ_G = densidad del gas

ρ_L = densidad del líquido

F= Factor de empacamiento

μ_L = viscosidad del líquido

gc= aceleración debida a la gravedad

J= Parámetro de empaque

Cf= volumen del empacado

por lo tanto despejando G tenemos:

$$\bar{G} = \left[\frac{\rho_G (\rho_L - \rho_G) g c Y}{C_f \mu^{0.1} J} \right]$$

Pero se considera un inundamiento del 80% para el caso de la columna por lo que:

$$G' = (50\%-80\%) \bar{G}$$



Resolviendo para el área transversal de la columna:

$$A = G'/G_1$$

Cálculo del diámetro de la columna

$$D = \sqrt{\left(\frac{A * 4}{\pi}\right)}$$

Después de haber tenido una introducción al proceso de absorción el cual, forma la primer parte nuestro sistema de recuperación de acetona; pasaremos al proceso de destilación, el que consiste en separar nuestra mezcla de acetona-agua obtenida del absorbedor y con ello poder tener la acetona que es nuestro producto a recuperar.



2.4 Destilación

EL proceso de separación denominado "destilación" utiliza fases de vapor y líquido, esencialmente a la misma temperatura y la misma presión, para las zonas coexistentes. Se usan varios tipos de dispositivos denominados platos o empaque para poner a las dos fases en contacto íntimo. Las bandejas o empaques se apilan unas sobre otras y se encierran en una cubierta cilíndrica, para formar una *columna*.

El material de alimentación que se debe separar en fracciones se introduce a uno o más puntos a lo largo de la coraza de la columna. Debido a que la diferencia de gravedad entre la fase de vapor y la líquida, el líquido corre hacia debajo de la columna, cayendo en cascada y así provocar un contacto entre las fases.

El líquido que llega hasta el fondo de la columna se vaporiza parcialmente en un *rehervidor* calentado, para proporcionar vapor rehevado que asciende por la columna. El resto del líquido se retira como *producto* del fondo. El vapor que llega a la parte superior de la columna se enfría y se condensa como líquido en el *condensador superior*. Parte de este líquido regresa a la columna como *reflujo*, para proporcionar un derrame líquido. El resto de la corriente superior se retira como producto *destilado* o superior.

Este patrón de flujo en el domo de la columna de destilación proporciona un contacto a contracorriente de las corrientes de vapor y líquido, en todas las bandejas de la columna. Las fases de vapor y líquido en una bandeja dada se acercan al equilibrio de temperatura, presión y composición hasta un punto que depende de la eficiencia de la charola o la superficie de contacto del empaque.

Los componentes más ligeros (punto de ebullición más bajo) tienden a concentrarse en la fase vapor, mientras que los más pesados. (punto de ebullición más alto) tienden a la fase líquida. El resultado es una fase de vapor que se hace más rica en los componentes pesados, conforme desciende en cascada. La separación general que se logra entre el producto superior y el fondo depende primordialmente de las volatilidades relativas de los componentes, el número de bandejas de contacto y de la relación de reflujo de la fase líquida a la de vapor.

Si la alimentación se introduce en un punto situado a lo largo de la coraza de la columna, la columna se dividirá en una sección superior que se denomina con frecuencia sección de rectificación y otra inferior, que suele recibir el nombre de sección de agotamiento. Estos términos se vuelven bastante indefinidos en columnas con alimentación múltiple y columnas en las cuales se retira una corriente alterna de producto en algún punto a lo largo de la columna, además de las dos corrientes de productos de los extremos.

El diseño de columnas de etapas múltiples se puede realizar por técnicas gráficas, cuando la mezcla de alimentación contiene solo dos componentes. El diagrama *x-y* *McCabe Thiele* utiliza solo las relaciones de equilibrio, balance de masa y se acerca a lo riguroso solo para los pocos sistemas en los que los efectos de la energía son despreciables. El diagrama de Entalpia-Concentración utilizado por *Ponchon-Savarit* utiliza el balance de energía y es riguroso cuando se dispone de suficientes datos calorimétricos para construir el diagrama sin suposiciones.



La disponibilidad de las computadoras hizo disminuir la dependencia de los métodos gráficos. De todos modos, los diagramas son útiles para las aproximaciones rápidas y para demostrar el efecto de las diversas variables de diseño. El diagrama x - y es el más conveniente para esos fines.

2.5 Sistemas De Equilibrio En La Destilación .

Datos De Equilibrio.

Los datos termodinámicos apropiados son esenciales para el diseño o el análisis apropiado de columnas de destilación. El hecho de que los equipos no funcionen a los niveles especificados se debe, con frecuencia, al menos en parte a la falta de estos datos.

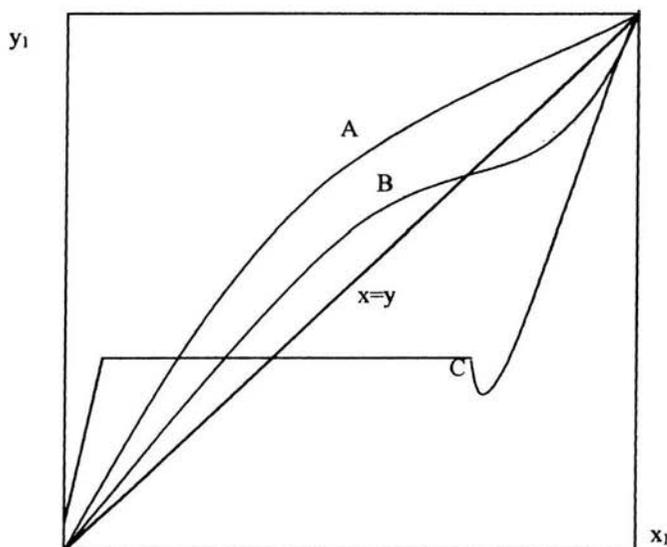


Figura 2.10 Diferentes sistemas de equilibrio

En la figura 2.10 se muestran los tres tipos de curvas de equilibrio binario. El diagrama x - y cuando es posible, se traza siempre para el componente más volátil. La curva A muestra el caso más habitual en el que el componente 1 permanece más volátil en toda la gama de composiciones.



La curva B es típica de muchos sistemas por ejemplo etanol-agua en el que el componente más volátil en valores bajos de x_1 se hace menos volátil que el otro en valores altos de x_1 . Las composiciones de vapor y líquido son idénticas en el punto en que la curva B cruza diagonal de 45 grados.

El termino azeotropo se utiliza para describir esta condición. Si solo se presenta en la fase líquida (como en el caso de la curva B) a la composición azeotrópica, se dice que el azeotropo es homogéneo. Si aparece el azeotropo en una segunda fase líquida (dos fases líquidas en equilibrio con la misma fase de vapor), el azeotropo es heterogéneo y la curva de equilibrio tiene la misma forma general de la curva C. El sistema de butanol normal agua es un buen ejemplo de azeotropo heterogéneo.

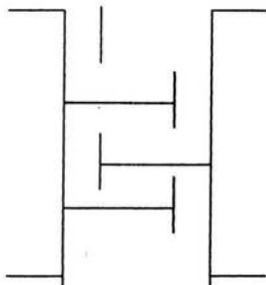
Para el caso de nuestro sistema agua-acetona se utilizará el programa llamado EQ FASES el cual calcula curvas de equilibrio para este tipo de sistemas.

2.6 Columnas Empacadas Para Destilación.

El número de etapas, la temperatura y la presión, así como la velocidad de flujo y la composición de la alimentación han de estar bien establecidas antes de intentar diseño mecánico. El problema del diseño, por tanto, consiste en construir un dispositivo que contenga el numero requerido de etapas y sea económico, digno de confianza seguro y fácil de operar.

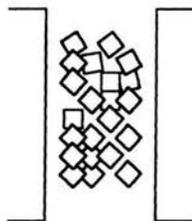
Las dos clases de dispositivos de transferencia de materia de verdadera importancia comercial son los contactores por etapas y los contactores continuos (figura 2.11) se representa un contactor líquido vapor por etapas, donde cada plato es una etapa diferente y las fases se separan después de cada contacto. La mezcla del líquido y vapor de los platos se promueve dispersando el gas en el líquido, que es la fase continua. Los platos más frecuentemente utilizados tienen caperuzas o válvulas de barboteo para mantener el líquido sobre el plato y dirigir el flujo del gas, así como también los platos perforados en el que el gas se dispersa a través de pequeños orificios, manteniendo el líquido sobre el plato exclusivamente a causa de la caída de presión.

Figura 2.11



En los contactores continuos de la figura 2.12 no hay etapas diferenciadas, el contacto es continuo, y la separación de las fases ocurre en los extremos del aparato. Generalmente la fase continua es gaseosa, siendo el objetivo del relleno promover la turbulencia al provocar un camino tortuoso del flujo de gas a través del líquido que fluye por el interior y alrededor del relleno. El relleno puede estar formado por anillos o monturas de material cerámico, metálico o plástico, dispuestos al azar en la torre, o bien espirales, rejillas o mallas metálicas cuidadosamente colocadas.

Figura 2.12



Las relaciones de equilibrio establecen que para obtener una determinada separación se requiere un cierto número de etapas. Este número de etapas es independiente de que se haya de procesar 1 o 100 millones de kilogramos por año.

Aunque el número de etapas no variará el dimensionamiento del equipo (particularmente el diámetro) aumentará proporcionalmente con el flujo que circule a través, siendo tales dimensiones función de la hidrodinámica y el tiempo que se precisa en cada etapa.

2.7 Destilación En Torres Empacadas

Hoy día, la columna empacada es un aparato ampliamente usado para la transferencia de masa en procesos de destilación, absorción y lavado. Por lo común, las columnas se empacan con material orientado en forma aleatoria; pero en algunos casos se pueden colocar cuidadosamente en sus posiciones. La columna empacada funciona de modo característico con las fases a contracorriente.

La columna empacada es un dispositivo simple en comparación de las columnas de platos. Una columna típica consiste en un envolvente cilíndrico que contiene un plato de soporte para el material del empaque, un dispositivo de distribución líquido, diseñado para proporcionar la irrigación efectiva del empaque. Se pueden agregar dispositivos para proporcionar una



redistribución del líquido que se pueda encauzar hacia debajo de la pared. Es posible utilizar varios lechos en el mismo envoltorio de la columna.

En las columnas empacadas el flujo de vapor invariablemente sube y el reflujo por consecuente baja, creando así un verdadero sistema a contracorriente, en contraste con los platos perforados donde el proceso de enriquecimiento es por etapas.

Es importante resaltar que los sistemas de operación en la destilación de altos reflujos la masa del reflujo es aproximadamente igual a la masa del vapor, pero en los de bajo reflujo la cantidad de líquido es solo una fracción pequeña de la del vapor. Desde que el vapor tiene mucho mas baja densidad que el líquido, el proceso es realmente único en el cual una cantidad pequeña de líquido pasa a través del vapor, y establece una distribución buena de el líquido y esto es mas difícil que pase en las torres de absorción, donde las corrientes están mas cercanamente balanceadas.

La destilación en torres empacadas es sumamente utilizada en los trabajos de purificación de sustancias en lotes y cuando los flujos de gases y líquidos no son muy grandes, pues tienen las mismas limitaciones que todas las columnas empacadas.



Las columnas empacadas con relleno aleatorio están situadas para trabajar siguiendo las siguientes condiciones de operación:

1. Operaciones de baja caída de presión.
2. Grandes flujos de gas y líquido (frecuentemente encontrados en absorbedores y scrubbers que en columnas de destilación).
3. Materiales corrosivos(el cual requiere de relleno de plástico y cerámica).
4. Columnas de diámetro pequeño.

En una evaluación excelente acerca de las ecuaciones de diseño para las columnas empacadas, se determinaron las ecuaciones o correlaciones más confiables para realizar los siguientes tipos de cálculos:

1. Capacidad o punto de inundación.
2. Caída de presión.
3. Transferencia de masa

Para fluidos bajos de líquido y vapor, si la alimentación líquida no es uniformemente distribuida sobre el relleno, tiende a descender por las paredes mientras que el vapor circula por la parte central. A velocidades del flujo muy bajas puede no haber suficiente líquido para mojar la superficie del relleno.



La inundación y la canalización restringen los intervalos de los flujos de líquido y vapor para la operación de la columna. En la figura 2.14 se presentan esquemáticamente, para una operación típica de destilación, los límites de operación de una columna en función de las velocidades del flujo del líquido y del vapor. Aunque el intervalo máximo de operabilidad esta regido por la inundación y la canalización, consideraciones de tipo practico limitan el intervalo entre alcanzar una eficacia mínima y la caída de presión máxima permitida.

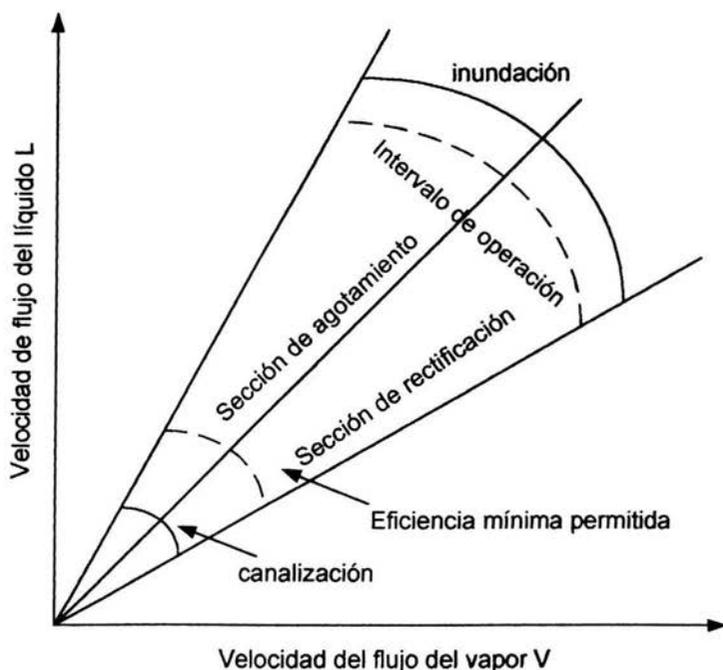


Figura 2.14 Inundación y Canalización en una torre de destilación empacada



2.8 BALANCE DE MATERIA PARA LA DESTILACIÓN

El método de McCabe se basa en la representación de las ecuaciones de balance de materiales como líneas rectas en el diagrama x-y. Por tanto, la resolución de un problema de separación binaria se convierte en un ejercicio sencillo de geometría analítica, en que las ecuaciones algebraicas se representan por medio de líneas rectas.

Las líneas se hacen rectas (y se evita la necesidad del balance de energía) mediante la suposición de que hay un derrame molar constante. Se supone que el flujo de la fase líquida es constante de bandeja a bandeja en cada sección de la columna entre el punto de adición (alimentación) y el de retiro (producto). Si el flujo del líquido es constante, el flujo del vapor tendrá que ser también constante.

La suposición del derrame molar constante representa varias suposiciones anteriores. La más importante de ellas es la de calores molares de vaporización iguales a los dos componentes. Las otras dos suposiciones son la de que la operación es adiabática (sin fugas de calor) y que no hay efectos de calor de mezcla o de calor sensible.

En donde:

$$A = D + R$$

$$Ax_A = Dx_D + Rx_R$$

Pendiente en la línea de enriquecimiento:

$$Y = (L/V)x + (D/V)x_D$$

Pendiente en la línea de agotamiento:

$$Y = (L/V)x + (R/V)x_D$$

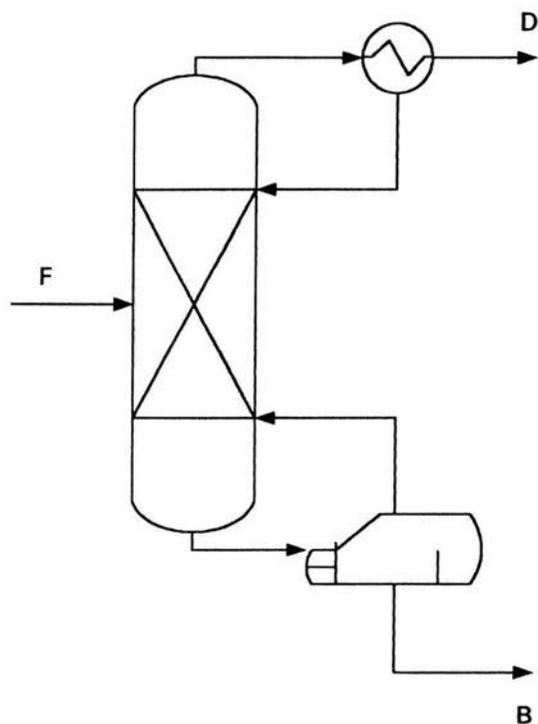


Figura 2.13 Esquema del balance de materia en una torre de destilación.

En la cual:

F = alimentación.

B = residuos.

D = destilado.

L = moles del líquido en la sección de enriquecimiento.

L' = moles de líquido en la sección de agotamiento.



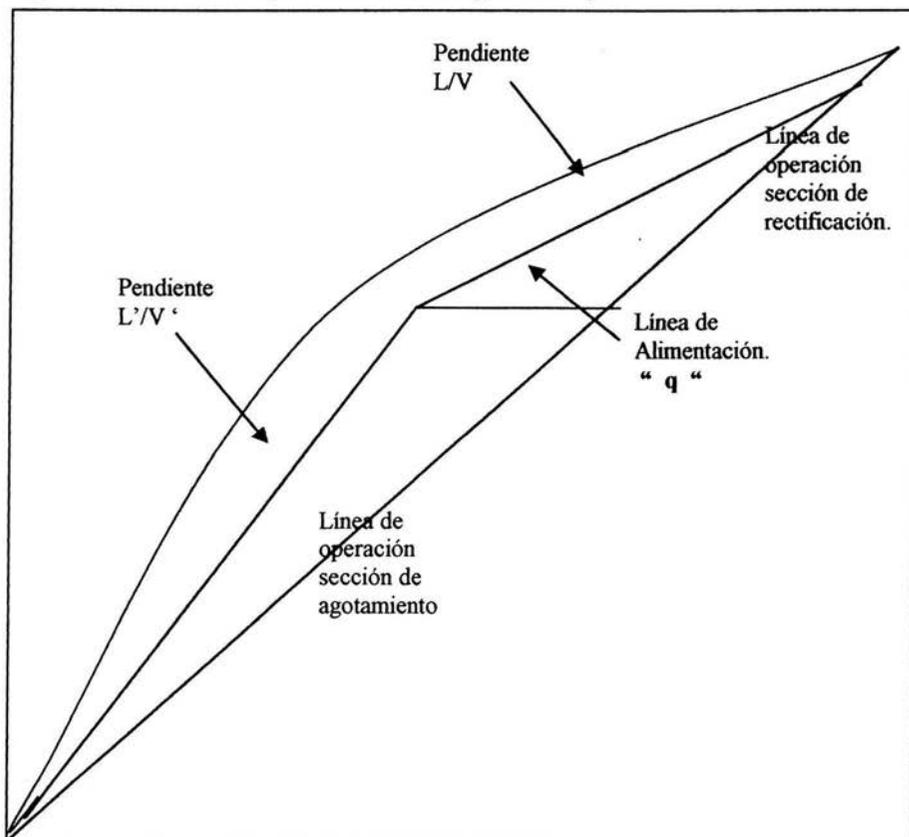
En las ecuaciones anteriores cuando se traza el diagrama $x-y$, proporcionan líneas que se denominan **Líneas de operación**. Un punto en la línea de operación representa dos corrientes que pasan, y la línea de operación misma es el sitio de todos los pares de posibles de corriente de paso dentro de la sección de la columna de la columna a la que se aplica la línea.

Se puede localizar una línea de operación si 1) se conocen dos puntos de la línea o 2) se conocen un punto y la pendiente. Los puntos conocidos en una línea de operación suelen ser su intersección con la diagonal $x=y$ o su intersección con otra línea de operación.

La pendiente L/V de la línea de operación se denomina **razón de reflujo interno**. Esta razón, en la línea de operación para la sección superior de la columna. Se relaciona con la relación de reflujo externo $R = L/D$ por medio de:

$$\frac{L}{V} = \frac{RD}{(1+R)D} = \frac{R}{1+R}$$

Figura 2.15 Líneas de operación en un Diagrama $x-y$





La pendiente de la línea de operación cambiara siempre que pase una alimentación o una corriente lateral. Para calcular este cambio, es conveniente introducir una cantidad q que se define mediante las ecuaciones que siguen para una corriente de alimentación F .

$$L' = L + qF$$

$$V = V' + (1 + q)F$$

Los apóstrofes denotan las corrientes la corriente por debajo de la etapa en que se introduce la alimentación. La q es la medida de la condición térmica de la alimentación y representa los moles de liquido saturado que se forman el la etapa de alimentación por mol de material alimentado. Toma los siguientes valores para las diversas condiciones térmicas posibles de la alimentación:

- Alimentación de liquido subenfriado : $q > 1$
- Alimentación de liquido saturado: $q = 1$
- Alimentación parcialmente vaporizada: $1 > q > 0$
- Alimentación de vapor saturado: $q = 0$
- Alimentación de vapor sobrecalentado: $q < 0$

El valor de q para una alimentación dada se puede estimar a partir de:

$$q = \frac{\text{energía para convertir 1 mol de alimentación en vapor saturado}}{\text{calor molar de vaporización}}$$

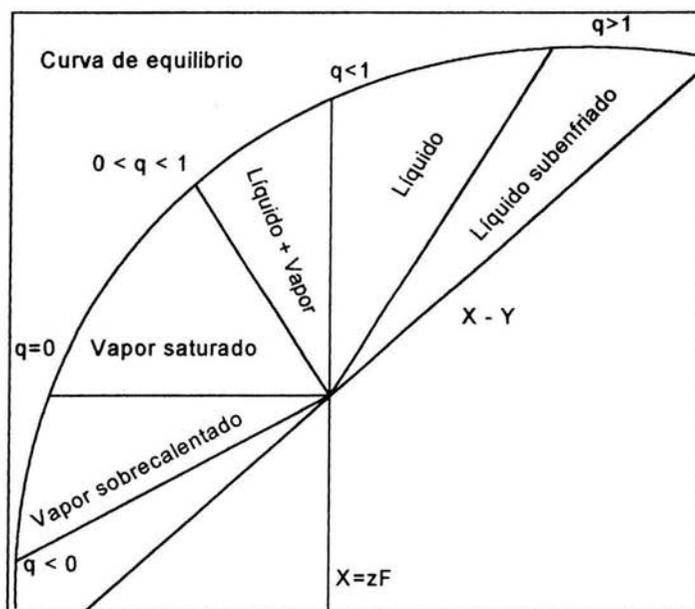


Figura 2.14 Condición térmica de la alimentación.



2.9 Etapa Teórica

Las operaciones de transferencia de materia en la interfase son inherentemente, operaciones de no-equilibrio. Por tanto, el máximo grado de separación alcanzable no se puede predecir de las propiedades termodinámicas de las especies. Sin embargo, para las operaciones de interfase, las fases se ponen en contacto en *etapas*. Si se deja suficiente tiempo de contacto en la etapa, las especies químicas se distribuirán entre las fases de acuerdo con las consideraciones termodinámicas del equilibrio. Después de la subsiguiente separación de las fases, se dice que ha alcanzado un contacto de equilibrio.

El equipo industrial no siempre consta de etapas (tales como platos en una columna) que representen etapas de equilibrio. Sin embargo, el concepto de etapa de equilibrio han mostrado ser muy útil y es ampliamente utilizado en los procedimientos de diseño que calculan el número de etapas también llamadas teóricas que se requieren para efectuar una separación adecuada.

2.10 Construcción de Etapa de Equilibrio.

En la siguiente figura se muestra el uso alternativo de la curva de equilibrio y la línea de operación para "elevar" etapas de equilibrio. Las porciones trazadas de la curva de equilibrio (curvadas) y la línea de operación (recta) cubren el rango de composiciones que existen en la sección de la columna que se muestra en la esquina inferior derecha.

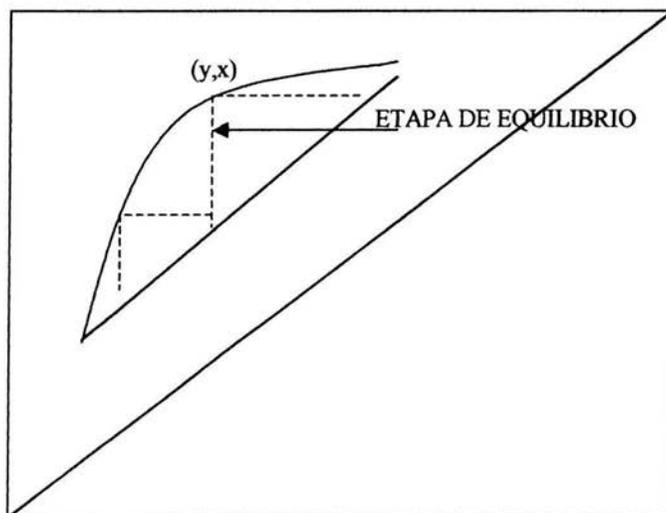


Figura 2.16 Etapa de equilibrio



2.11 Localización De La Etapa De Alimentación.

El sitio óptimo para la localización de la etapa de alimentación, es el lugar que, con un conjunto dado de otras especificaciones operacionales, dará como resultado la mayor separación entre x_D y x_B con un número dado de etapas ó bien, si no se especifica el número de etapas, el sitio óptimo de alimentación es el que requiere el número más bajo de etapas para lograr una separación específica entre x_D y x_B . Siempre se satisfaga cualquiera de esos criterios si se usa cada etapa la línea de operación más alejada de la línea de equilibrio.

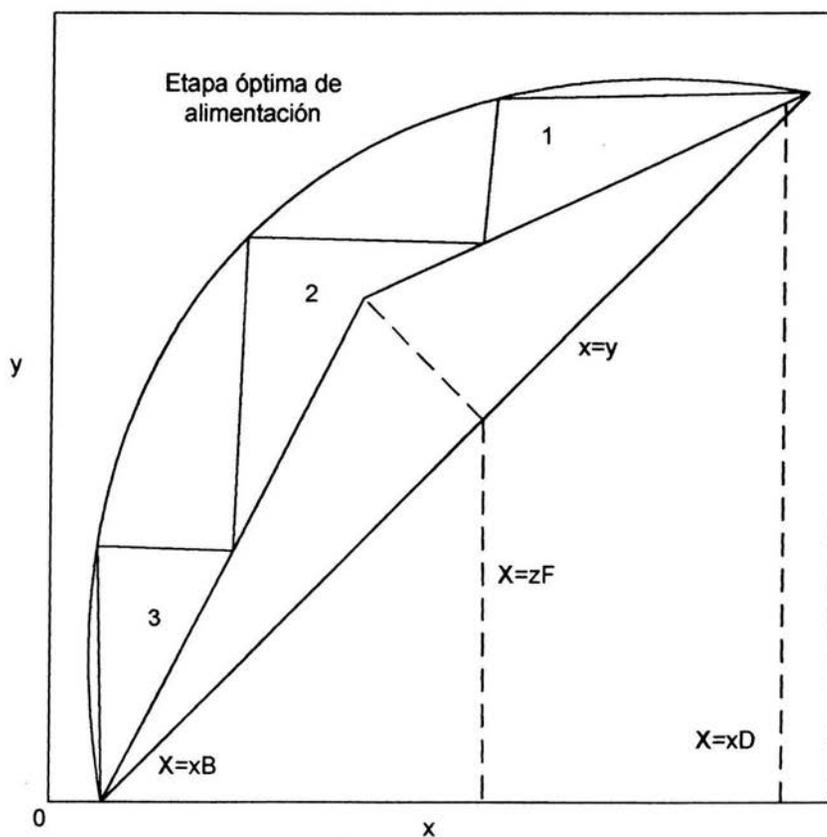


Figura 2.17 Localización de la etapa de alimentación



Reflujo Mínimo.

La razón de reflujo mínimo se define como la razón que, si se disminuye una cantidad infinitesimal, necesitaría un número infinito de etapas, para lograr una separación especificada entre dos componentes. El concepto solo tiene sentido si se especifica una separación entre dos componentes y no se da el número de etapas.

Mínimo número de etapas

En la etapa de enriquecimiento, la mayor inclinación de cualquier línea de operación que pasa por el punto x_D puede ser $L/V=1$. En estas condiciones no se obtiene producto y el número de etapas es mínimo para una separación dada. Para la sección de agotamiento, la menor pendiente de la línea de operación que pasa por x_B puede ser $L'/V'=1$, en cuyo caso no se retiran corrientes de colas.

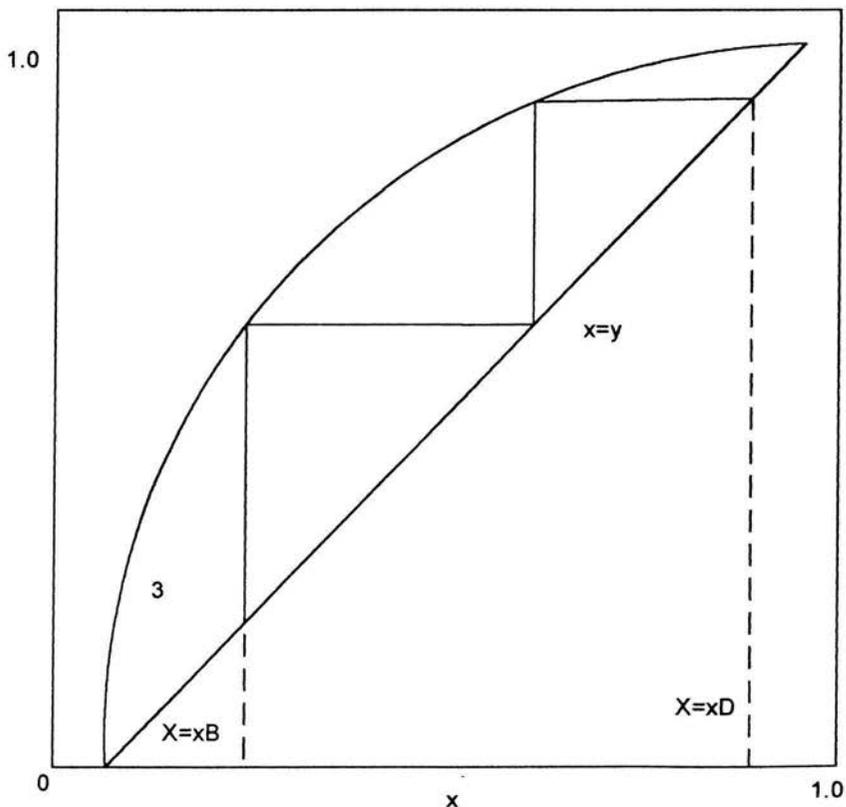


Figura 2.18 Número mínimo de etapas



2.12 HIDRÁULICA DE LAS COLUMNAS EMPACADAS

La caída de presión de una gas que fluye hacia arriba por un empaque, a contracorriente del flujo del liquido, se representa gráficamente en las siguiente figura:

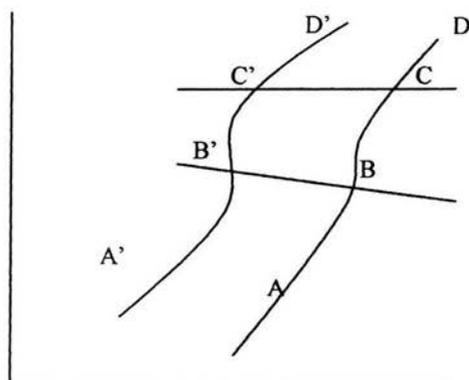


Figura 2.19 Caída de presión

A flujos muy bajos de líquido, la sección transversal efectiva abierta del empaque no es muy diferente de la del empaque seco y la caída de presión se debe al flujo a través de una serie de aberturas de tamaños y ubicaciones aleatorias, en el lecho. Así pues, la caída de presión es aproximadamente proporcional al cuadrado de la velocidad del gas como se indica en la región AB.

Con flujos más elevados de líquido, la sección transversal efectiva abierta es menor, debido a la presencia de líquido y una parte de la energía de la corriente de gas se utiliza para soportar una cantidad creciente de líquido en la columna (región A' B'). Para todos los flujos de líquido, se alcanza una zona en la cual la caída de presión es proporcional a una potencia del flujo de gas claramente superior a 2; esta zona se denomina región de carga. El aumento de la caída de presión se debe a la acumulación rápida de líquido en el volumen de espacios vacíos del empaque.



2.13 Tipos de Empaques

La torre empacada es el equipo que se encuentra más comúnmente en las operaciones de contacto continuo entre gas-líquido. Se utilizan diversos materiales de empaque que van desde la cerámica de diseño especial a los empaques plásticos hasta la roca triturada. El empaque se escoge para lograr que haya una gran área de contacto entre las fases, con una resistencia mínima al flujo de las dos fases.

Los diferentes tipos de empacado que se manejan en la industria se pueden clasificar en dos grandes grupos:

EMPACADOS AL AZAR (*random packing*), donde las partículas de empacado se encuentra distribuido en la columna totalmente al azar. El diseño particular de las partículas influye mucho en las características de transferencia de masa y caída de presión.

EMPACADOS ORDENADOS (*regular packing*), en donde la distribución del empacado sigue un patrón definido dentro de la columna, especialmente diseñado para lograr características adecuadas de flujo y transferencia de masa.

Los empaque aleatorios son en gran parte los más comerciales, los empaque estructurales son menos comunes pero estos se usaron en gran parte en la última década, y las mallas tiene una aplicación limitada principalmente en la transferencia de calor, en el lavado de estas y cuando se existe un alto contenido de impurezas.

Las torres empacadas tienen la ventaja ya que por los empaques existe una mayor área de contacto y generalmente el tamaño de partícula decrece, es decir, existe una mayor transferencia de masa.

Los empaques típicos que se disponen en la actualidad se muestran en las siguientes figuras:





Tabla 2.2 Características del empaque en torres

Empaque	Tamaño nominal, (in)			
	¼	½	1	1 ½
Anillo Rashchig Cerámica	0.73	0.63	0.73	0.71
ϵ	1600	909	155	65
C_f	240	111	58	28
a_p (ft ² /ft ³)				
Anillo Rashchig Metal	0.69	0.84	0.88	0.92
ϵ	700	300	155	115
C_f	236	128	83.5	62.7
a_p (ft ² /ft ³)				
Sillas Berl	0.60	0.63	0.69	0.75
ϵ				
C_f	900	240	110	65
a_p (ft ² /ft ³)	274	142	76	44
Anillos Pall				
ϵ			0.90	0.91
C_f			52	40
a_p (ft ² /ft ³)			63	39

Datos tomados del libro R.E. Treybal, Mass-Transfer Operations Mc Grall Hill N.Y. 1980



Criterios de Selección del Empaque

La selección del tipo de empaque para estas columnas rellenas ya sea para destilación o absorción es el mismo pero para las unidades industriales los empaques más usados son los anillos, y el material de construcción está determinado por la naturaleza corrosiva de los fluidos. Las características del empaque influyen en la hidráulica de las columnas para ver si los aspectos de la transferencia de masa son cubiertos. Los empaques para ser seleccionados en una implicación en particular se debe de seguir la siguiente información:

- La caída de presión en la columna.
- Los problemas asociados con la humedad del empaque debido a las bajas cargas de líquido.
- El área de contacto de los empaques.
- El porcentaje de espacio entre empaques.

Para la destilación en columnas empacadas es normal incrementar la altura calculada del empaque en un 40 % más de lo permitido por la mala distribución del líquido y los problemas que pueda haber en el mojado del empaque.

En general se recomienda seleccionar un tamaño de empaque menor al 10% del diámetro de la columna. Se ha observado que en general, la eficiencia de transferencia de masa es similar para empaques del mismo tamaño. Por tanto, para una caída de presión (o inundación) fija, o bien, como el volumen de empaque es $\pi D^2/4$ y el costo del empaque es proporcional al volumen por lo que se concluye que conviene seleccionar aquel empaque con menor C_f .

Por ejemplo para *pall rings*:

Material	\$/ft ³ (1990)	C_f	$C_f^{0.5} \times (\$/ft^3)$
acero al carbón	18.2	20	81.4
polipropileno	13.1	25	65.5
acero inoxidable	86.2	20	385.5



2.14 Evaluación económica

Una de las fases más críticas en la realización de un proyecto ocurre cuando la evaluación económica se lleva a cabo. Cada que los estudios de costos son generados y analizados nos dan una buena panorámica de la estructura económica del proyecto y nos determinan si se tiene el capital para su realización.

En esta etapa es importante considerar que las técnicas utilizadas para este estudio sean consistentes y puedan ser comparadas con otros proyectos de la misma naturaleza.

La estimación de los costos de columnas para evaluaciones preliminares de procesos, requiere que se tomen en consideración no sólo en tipo básico de los elementos internos, sino también sus efectos sobre el costo del sistema en general. Por ejemplo para un sistema de destilación, el sistema en general puede incluir el recipiente (columna), estructura, soportes y cimentaciones, dispositivos auxiliares como rehervidores, condensadores, precalentadores de alimentación e instrumentos de control a demás de tuberías de conexión.

Correlación de Guthrie

Kennet M. Guthrie desarrollo diversas correlaciones las cuales nos darían un costo estimado de diferentes equipos de proceso, para el caso de las columnas empacadas elaboró una gráfica como la que se muestra a continuación

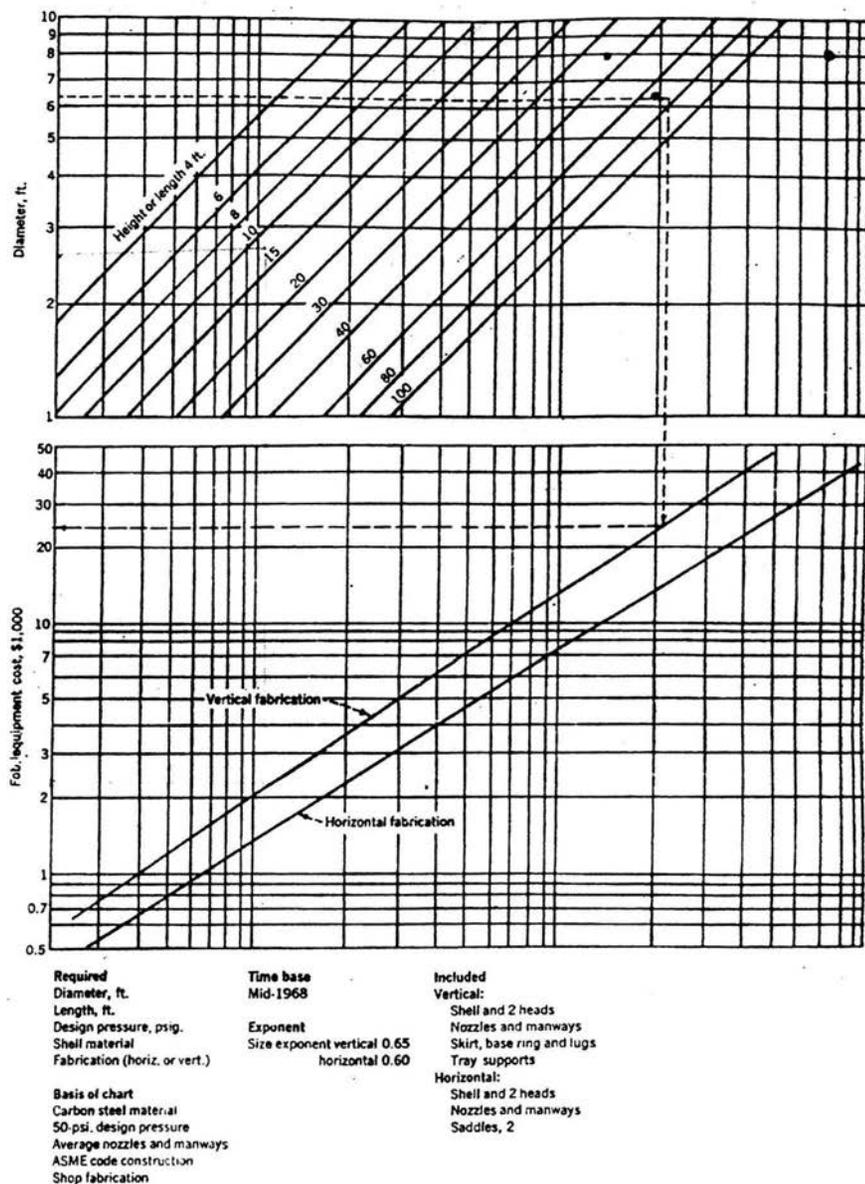


Figura 2.20 Gráfica para el costo de columnas empacadas



Para ajustar el costo de la columna leído en la gráfica propuso la siguiente correlación:

$$\text{Costo estimado} = (\text{Costo leído en la gráfica}) \cdot (F_m) \cdot (F_p) \cdot (\text{Index})$$

F_m = Factor del material del recipiente (tabla 2.2)

F_p = Factor de presión.

Index = Factor de actualización.

Tabla 2.2 Factor F_m para diferentes materiales de construcción.

Material	Recubierto	Sólido
Acero al carbón	1.00	1.00
Acero inoxidable	2.25	3.67
Metal monel	3.89	6.34
Hastelloy	2.89	3.5

Debido a que la gráfica que elaboro Guthrie fue en el año 1969, los precios deberán actualizarse y para ello se ocupa la siguiente ecuación:

$$\text{Costo actual} = \text{Costo calculado} \cdot \left(\frac{\text{Indice Marshall Actual}}{\text{Indice Marshall de la año calculado}} \right)^1$$

¹ Indices tomados del la revista Chemical Engineering, Agosto 2003



CAPÍTULO III

BASES DE INGENIERÍA



3.1 Descripción Del Proceso.

Se introduce una corriente de aire proveniente de los reactores de producción de Azo compuestos (iniciadores de polimerización) la cual contiene acetona a una concentración de 22587 mg/m^3 al absorbedor empacado, por el cual se pasará agua para absorber la acetona y obtener una concentración del 10.12% mol a la salida de este. La acetona que no se alcanza a absorber es de un 0.6% y es emitida por la parte superior del absorbedor.

Una vez absorbida la acetona esta se pasa a la torre de destilación a unas condiciones normales de temperatura y presión; esta se destilara para obtener acetona por la parte de los domos con un porcentaje de pureza del 95% y una concentración de 1% por la sección de agotamiento de la torre.

Una vez obtenida la acetona con el grado de pureza requerido se pasa a unos tanques de almacenamiento para su reutilización (ver Diagrama de Flujo de Proceso).



3.3 Elaboración de curva de equilibrio.

Existen muchas formas graficas de datos de equilibrio, debido a la diversidad de formas de expresar las concentraciones en cada una de las fases.

Cuando la fase liquida es ideal es valida la Ley de Raoult:

$$P_i = x_i \cdot P_i^{\circ}$$

P_i = presión parcial.

x_i = fracción molar

P_i° = presión de vapor

Cuando la fase gaseosa es ideal aplica la Ley de Dalton:

$$P_i = y_i \cdot P$$

P = presión total.

y_i = Composición del compuesto en la fase gas

Tabla 3.2 Resultado de la concentraciones en el equilibrio

X	Y
0	0
0.001001	3.685E-07
0.00200401	1.474E-06
0.00300903	3.31651E-06
0.00401606	5.89603E-06
0.00502513	9.21258E-06
0.00603622	1.32662E-05
0.00704935	1.80568E-05
0.00806452	2.35846E-05
0.00908174	2.98494E-05
0.01010101	3.68514E-05
0.02040816	0.000147422
0.03092784	0.00033176
0.04166667	0.000589948
0.05263158	0.000922099
0.06382979	0.001328362
0.07526882	0.001808916
0.08695652	0.002363975
0.0989011	0.002993786
0.11111111	0.003698629
0.25	0.014960518
0.42857143	0.034302647
0.66666667	0.062654085
1	0.10147322



Gráfica De Equilibrio

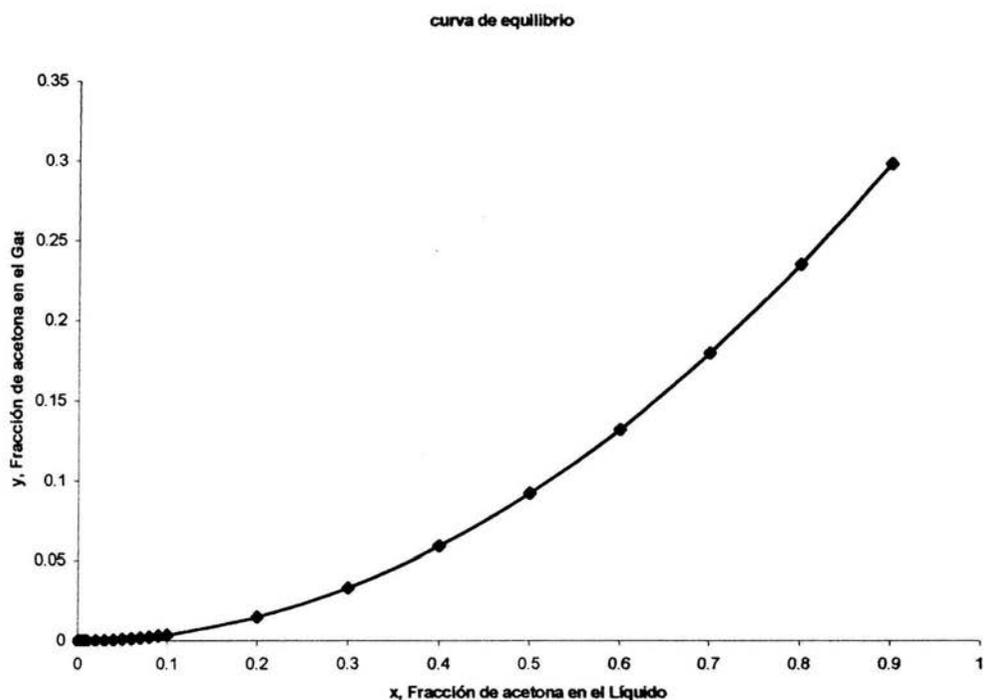


Figura 3.1 Gráfica de equilibrio acetona- aire.



3.2 Balance De Masa

Absorbedor

Datos De Diseño

Tabla 3.1 Datos correspondientes a los flujos y concentraciones en los reactores²

TEMPERATURA DE LOS GASES	29.7 ° C
COMPOSICIÓN DE GASES (%)	O ₂ =20.95 N ₂ = 79.05
VELOCIDAD DE GASES	384.85 m/min.
GASTO VOLUMETRICO	24.19 m ³ /min.
CONCENTRACIÓN DE ACETONA ANTES DE LAVADOR	22587.0 mg/m ³
CONCENTRACIÓN DE ACETONA SALIDA DE LAVADOR	12575.2 mg/m ³
EMISIÓN DE ACETONA CARGA	32.010 Kg/h
EMISIÓN DE ACETONA DESCARGA	17.822 Kg/h
EFICIENCIA DE REMOSION	64.93 %

² Los resultados de esta tabla fueron realizador por un laboratorio privado.

**ENTRADA**

Q (m ³ /min)	24.19
Conc. (%mol)	1.15
G ₁ (kmol/hr)	58
X _{1req}	0.98
X ₂	0.1
G _s (kmol/hr)	57.4884

Tabla 3.3a

SALIDA

G _a (kmol/hr)	57.48
L _a (kmol/hr)	0.5116
G _{a2} (kmol/hr)	57.4794
Y ₂	0.0009
L _s (kmol/hr)	28.37
(L _s /G _s) _{real}	0.7383

Tabla 3.3.b

En las tablas anteriores se muestran los datos calculados en la realización de el balance de masa, la tabla 3.3a contiene los datos a la entrada de la torre de absorción como son flujos y concentraciones. La tabla 3.3b incluye los datos de la salida del absorbedor, en este caso las letras con subíndice "a" son las corrientes con la acetona recuperada o absorbida dentro de nuestro equipo. Cabe resaltar que estos datos se obtuvieron de las ecuaciones de balance de masa descritas con anterioridad.



3.3 Gráfica Curva De Operación

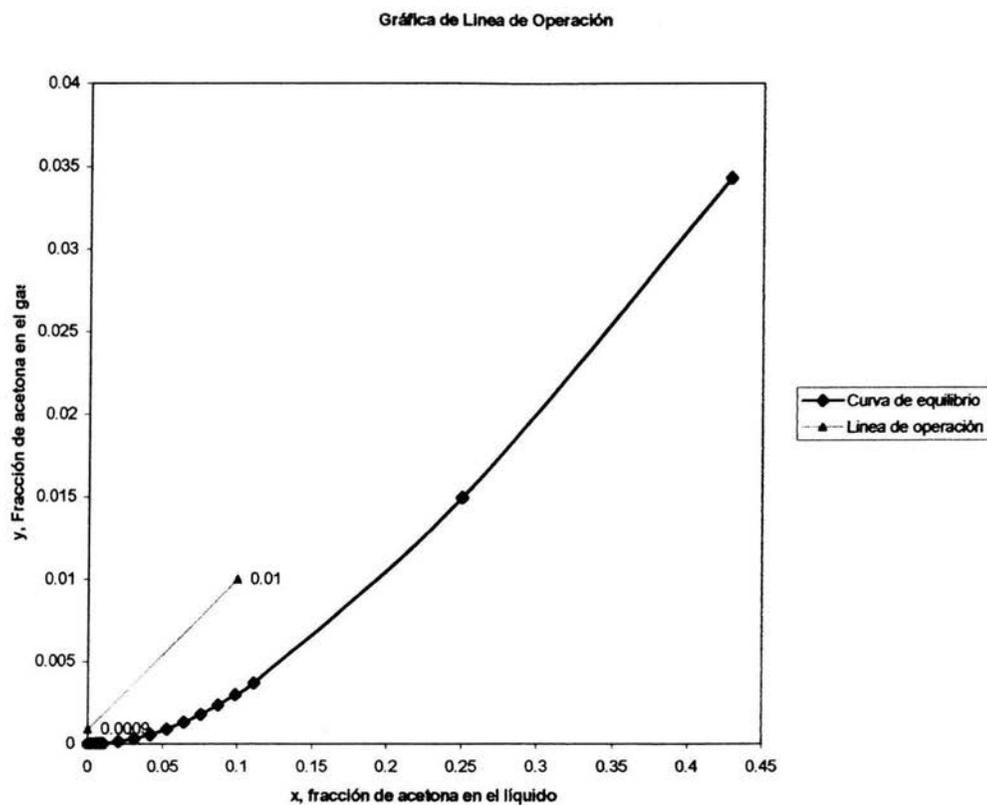


Figura 3.2 Gráfica de operación en el absorbedor.



3.4 Cálculo De Altura Y Diámetro De La Columna.

Número de Unidades de Transferencia

$$\text{NTU} = 8.155$$

Para la altura de unidad de transferencia del gas HTG:

$$\text{HTG: } 0.309 \text{ m}$$

Por lo tanto la altura será:

$$Z = 8.155 * 0.309 \text{ m} = 2.86 \text{ m}$$

Diámetro De La Columna

$$D = (A * 4 / \pi)^{0.5} = 0.4641 \text{ m}$$



3.6 Construcción Del Diagrama De Equilibrio en la Destilación.

Tabla 3.5 Datos de equilibrio³

x	y
0.000	0
0.05	0.6381
0.1	0.7301
0.15	0.7716
0.200	0.7916
0.25	0.8034
0.3	0.8124
0.35	0.8201
0.400	0.8269
0.45	0.8326
0.5	0.8387
0.55	0.8455
0.600	0.8532
0.65	0.8615
0.7	0.8712
0.75	0.8817
0.800	0.895
0.85	0.9118
0.9	0.9335
0.95	0.9627
1.000	1

³ Estos datos de Equilibrio se obtuvieron del libro "Equilibrium Liquid-Vapor" Autor Hala T. Ed. Pergamon 1990 N.Y.

DIAGRAMA DE EQUILIBRIO X-Y

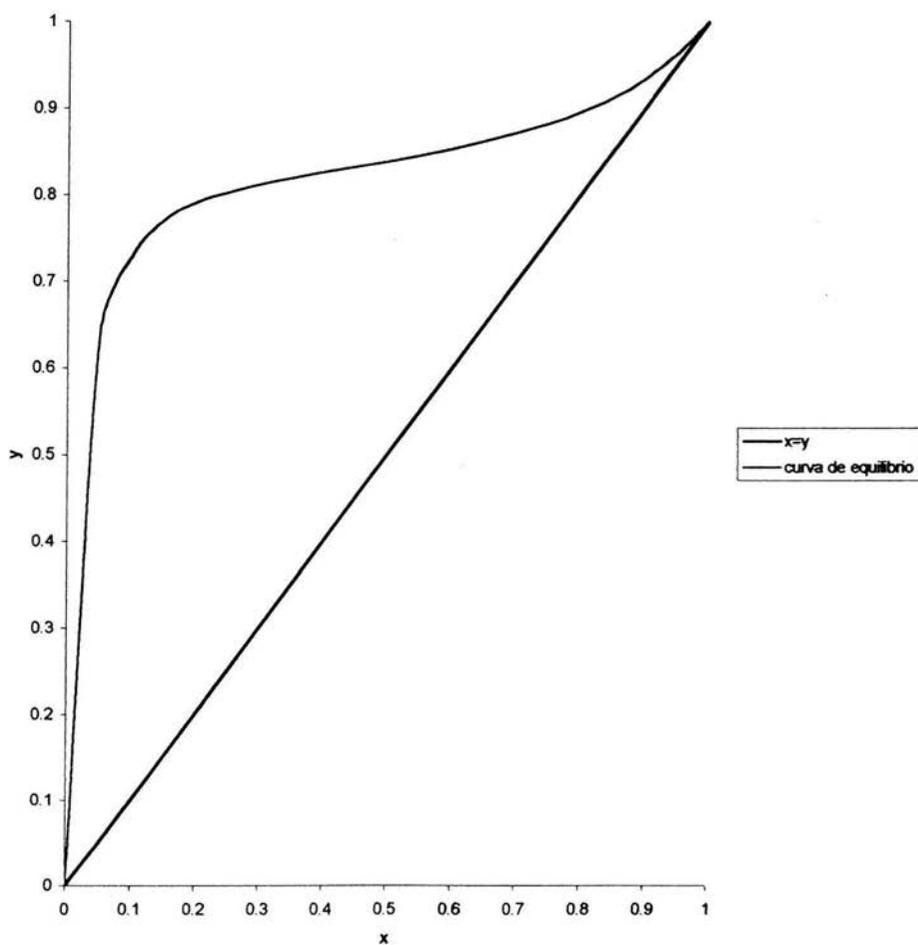


Figura 3.4 Diagrama de equilibrio para la Destilación



Torre De Destilación

3.7 Balance De Masa

$$B = 5.2526 \text{ Kmol / hr}$$

Por lo tanto

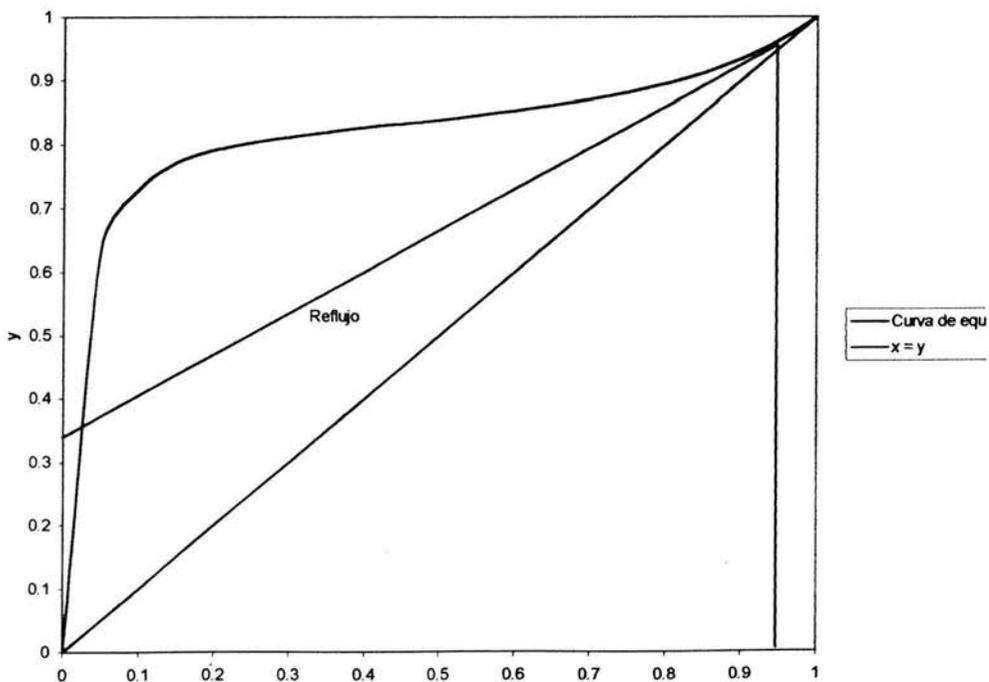
$$D = 0.3089 \text{ kmol / hr.}$$

Calculando el Reflujo Mínimo.

Este dato se obtiene de la gráfica de equilibrio como se muestra a continuación:

$$R_{\min} = 0.33$$

Diagrama de equilibrio





Número de Etapas Teóricas:

$$NTU = 5$$

Número de etapas

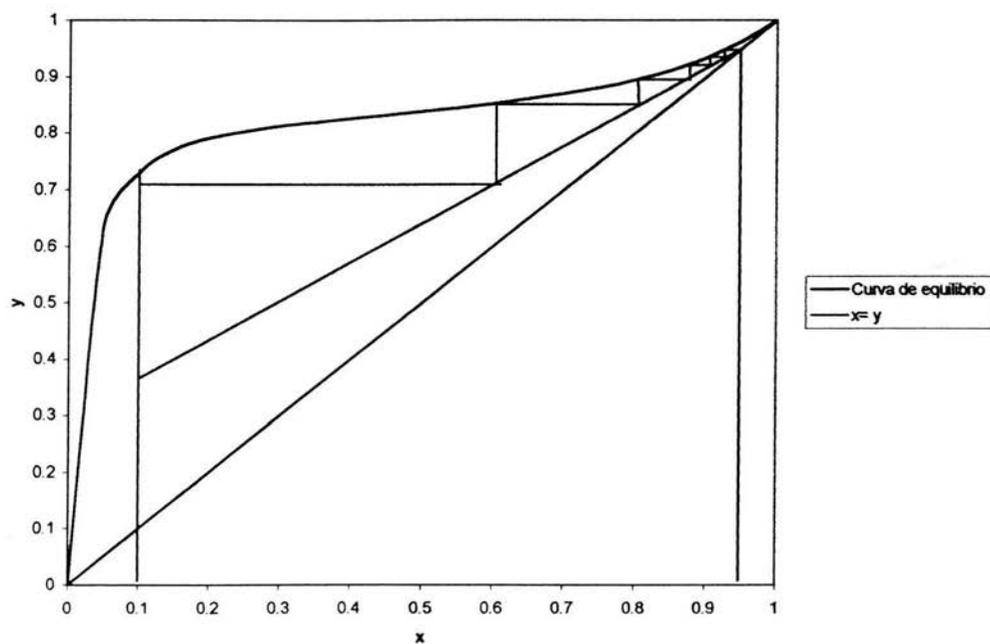


Figura 3.5 Etapas de equilibrio



3.8 Cálculo De Altura De La Torre.

El cálculo de la altura y diámetro se calculan de igual forma que en la torre empacada de absorción.

Resolviendo La Integral Se Tiene:

$$NTU = 8.6433$$

$${}^4H_{Tg} = 0.306 \text{ m}$$

Por lo que la altura es igual a:

$$Z = NTU * H_{Tg}$$

$$Z = (8.563) * (0.325\text{m}) = 2.8 \text{ m}$$

DIÁMETRO DE LA COLUMNA

$$D = (A * 4/\pi)^{0.5} = 1.013 \text{ m}$$

⁴ HtG se obtuvo de las tablas del libro "Chemical Engineering" Autor Coulson L. Ed. Mc Graw Hill. 1995.



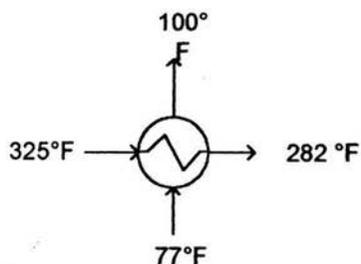
3.9 SERVICIOS AUXILIARES

Balance en el Condensador.

$$W = 39.5 \text{ lb/h}$$

$$\lambda = 220 \text{ BTU/lb}$$

$$Q = W \cdot \lambda = 8690 \text{ BTU/h.}$$

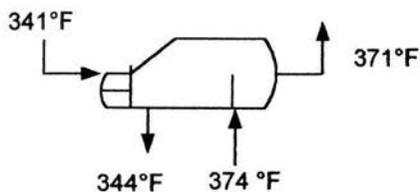


Balance en el Rehervidor.

$$W = 208.5 \text{ Kgmol/h}$$

$$\lambda = 300 \text{ BTU/h.}$$

$$Q = W \cdot \lambda = 62550 \text{ BTU/h}$$





Para los servicios auxiliares se utilizará agua para el enfriamiento y vapor para el ebullidor en la torre de destilación.

CONDENSADOR.

En el condensador se utilizara Agua de Enfriamiento que entrará a una temperatura de 77 °F y saldra a 100 °F.

REHERVIDOR.

En los fondos tenemos un temperatura de 344°F, así que requerimos una fuerza impulsora de 30°F, con un vapor de media presión (19.5 Kg/cm²) sobrecalentado a 374 °F.

3.8 Criterios de Diseño

La condensación de los productos que provienen de la torre de destilación, utilizará agua de enfriamiento proveniente de una torre de enfriamiento.

Los intercambiadores utilizan agua como medio de enfriamiento por lo que tendrán un factor de incrustación total de 0.0023 BTU hr ft²/°F

La caída de presión permisible en los condensadores y enfriadores es de 10 psia (0.7 kg/cm²).

Los criterios de selección de materiales de equipo están regidos por el Código TEMA clasificación R y el Código ASME sección VIII.

El sobre dimensionamiento de los intercambiadores no deberá rebasar el 10%, esto para evitar un mayor requerimiento de servicios auxiliares.

La torre de destilación utilizará anillos rashchig como unidades de contacto. Los anillos serán de acero inoxidable 410 con un diámetro de 1 in. El material de construcción estará regido por el Código ASME.

EN la torre de absorción se tomaran como base los mismos criterios que se utilizarán en la torre de destilación.

**3.9 LISTA DE EQUIPO.**

AT-100	TORRE DE ABSORCIÓN	L= 3.4 m	D= 0.83 cm
DT-100	TORRE DE DESTILACIÓN	L= 3 m.	D= 0.45 cm.
EA-100	CONDENSADOR	Q = 8690 BTU /h.	
RB-100	REBOHILER.	Q = 62550 BTU/h	



DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

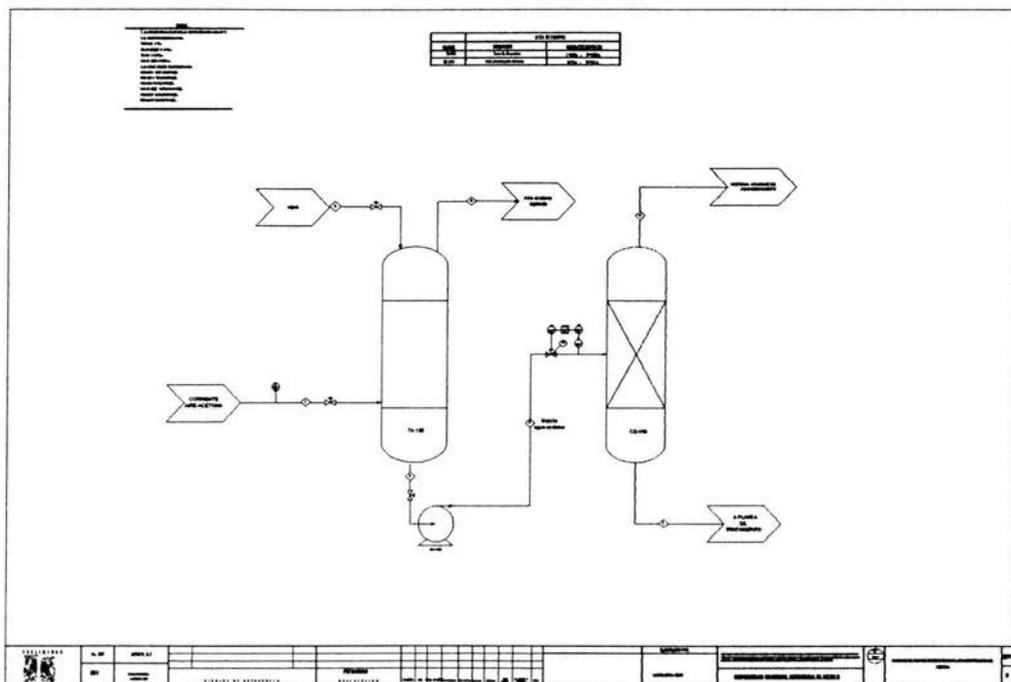




DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN



CAPITULO IV

EVALUACIÓN ECONÓMICA



4.1 Costos De Equipo

TORRE DE DESTILACIÓN.

Usualmente los tanques de Proceso son diseñados de acuerdo con el Código ASME, estos por lo regular son corazas cilíndricas cubiertas por dos tapas elípticas, la instalación puede ser horizontal o vertical según el proceso.

⁵La torre de Destilación se cálculo teniendo en cuenta la siguientes características:

- Material Hastelloy
- Diseño de Presión 50psig.
- Boquillas y Entradas hombre de acuerdo al código ASME.
- Coraza y dos tapas elípticas.
- Faldón y soportes.

De acuerdo con la ⁶gráfica realizada por Guthrie y tomando en cuenta la altura y el diámetro de la torre, el precio de la torre es de:

\$ 1500 dolares.

Se ajusta la siguiente ecuación tomando en cuenta el material de construcción y la presión de diseño:

$$\text{Costo Estimado} = (\text{Costo gráfica}) \cdot (F_m) \cdot (F_p) \cdot (\text{Index.})$$

Sustituyendo Datos en la ecuación:

$$F_m = 2.89$$

$$F_p = 1.00$$

$$\text{Index} = 1.04$$

$$\text{Costo Estimado} = (\$1500)(2.89)(1.00)(1.04) = \mathbf{\$ 4,508.5 \text{ dls}}$$

Este costo calculado es del año 1969, así que tenemos que actualizar el costo de acuerdo con la ecuación:

$$\text{Costo Actual} = \text{Costo calculado} * \left(\frac{\text{Indice Marshal Actual}}{\text{Indice Marshal del año cálculo}} \right)^7$$

⁵ Datos obtenidos de la Chemical Enginnering, 24 March 1969 pag 124.

⁶ Chemical Enginnering 24 Marzo 1969, pag 124.

⁷ Indices tomados de la Chemical Enginnering, Octubre 2002.



Por lo tanto:

$$\text{Costo Actual} = \$ 4,508.5 \text{ dls} * \left(\frac{1107.6}{427} \right) = \$ 11,695 \text{ dólares}$$

Costo del empaque = 45.8 (\$/ft³).

Volumen del empaque en la columna = 14.5 ft³.

Costo del empaque = \$665 dólares.

Actualizando Precios:

$$\text{Costo actual: } \$665 * \left(\frac{1107.6}{427} \right) = \$1725 \text{ dólares.}$$

Costo total de la columna de Destilación:

$$\text{Costo total} = \$11,695 + \$1,725 = \$ 13,500 \text{ dólares.}$$

Costo de la torre de absorción considerando que son muy semejantes entre sí:

$$\text{Costo total} = \$10,695 + \$1,725 = \$ 12,500 \text{ dólares.}$$

4.2 ESTIMADO DE COSTOS DE OPERACIÓN.

Servicios Auxiliares.

Condensador.

Consideraciones:

- Generalmente el condensador total es el más común.
- El duty del condensador es el calor requerido para condensar completamente el vapor que proviene de los domos.
- T suministro del Agua de Enfriamiento (AE) = 90 °F, T retorno = 120 °F.



Calculando el área requerida para el condensador:

$$A_c = \left[\left(\frac{\Delta H_v}{30 * 100} \right) * L_n \left(\frac{T_b - 90}{T_b - 120} \right) \right] V$$

$T_b = 330 \text{ }^\circ\text{F}$.

$\Delta H_{vap} = 220 \text{ BTU/Lb}$.

$V = 39.5 \text{ Lb/hr}$.

Por lo tanto:

$$A_c = 3.36 \text{ ft}^2.$$

El Agua requerida para el condensador es :

$$W_c = \left[\frac{\Delta H_v}{30} \right] V$$

entonces:

$$W_c = 28 \text{ gpm}.$$

Los costos anuales por agua de enfriamiento son:

$$^8 \text{ Costos AE} = \frac{C_w}{\rho_w} * \left[\frac{\Delta H_v}{30} \right] V * \left[8150 \frac{\text{hr}}{\text{año}} \right]$$

$$C_w = 0.06 \frac{\$}{\text{año}}$$

$$\rho_w = 8.34 \frac{\text{lb}}{\text{gal}}$$

⁸ El factor 8150 son el 93% de las horas trabajadas por el condensador al año.



Lo que nos da:

$$\text{Costos AE} = 16984 \frac{\$}{\text{año}}$$

Costo de Capital del condensador.

$$\left(\frac{\text{índice de inflación}}{280} \right) (101.3 A^{0.65}) (2.29 + Fc) \frac{1}{3}$$

$$Fc = 1$$

Por lo que el Costo del Capital es:

$$2500 \frac{\$}{\text{año}}$$

REHERVIDOR

Calculando el Área para el Rehervidor tipo kettle:

$$AR = \left(\frac{\Delta H_v}{11250} \right) V$$

Por lo que

$$AR = 56 \text{ ft}^2.$$

Costo del vapor:

$$\text{Costos Vapor} = Cs * \left[\frac{\Delta H_v}{\Delta H_s} \right] V * \left[8150 \frac{\text{hr}}{\text{año}} \right]$$

$$Cs = 3 \frac{\$}{1000/\text{lb}}$$

$$\Delta H_s = 810.4 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$$



Resolviendo la ecuación anterior:

$$\text{Costo Vapor} = 19260 \frac{\$}{\text{año}}$$

Costo de Capital para el Rehervidor:

$$\left(\frac{\text{índice de inflación}}{280} \right) (101.3 A^{0.65}) (2.29 + Fc) \frac{1}{3}$$

$$Fc = 1.35$$

Por lo que nos da:

$$4806.65 \frac{\$}{\text{año}}$$

4.3 Estimado de ahorro por recuperación de acetona

De acuerdo al Balance de Masa podemos obtener el ahorro que tenemos de acetona de la siguiente manera:

$$\text{Ahorro de acetona} = \begin{array}{l} \text{Acetona a la entrada} - \text{Acetona recuperada} \\ \text{En el absorbedor} \quad \quad \quad \text{a la salida del absorbedor} \end{array}$$

Por lo que en pesos significa:

$$\text{Ahorro de acetona} = 32.010 \text{ kg/hr} - 2.082 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Ahorro de acetona} = 29.928 \text{ kg/hr}$$

Considerando un precio de la acetona de 6 dls / kg esto representa en un ahorro de

$$179.56 \text{ dls/hr}$$



RESULTADOS

ESTA TESIS NO SALE
DE LA BIBLIOTECA



Los cálculos realizados dentro de este proyecto nos proporcionan la información suficiente para el diseño de un absorbedor que puede recuperar un 98 % de acetona siendo este de una altura de 2.86 m de empaque y un diámetro de 0.4641 m y un empaque Raschig de 1 in y una cantidad de 90.92 kg/hr de agua suficiente para poder absorber este componente de interés y emitiendo a la atmósfera un 0.0009 % de acetona

En cuanto a la recuperación física de la Acetona podemos concluir que debemos de tener una torre de destilación con una altura de 2.84 m y un diámetro de 1.01 m para obtener una acetona al 95%.

Ya que de nuestro balance de masa en la torre de absorción obtenemos 29.72 kg/hr y esto representa una recuperación de 179.2 dls /hr y con ello podemos decir, que si es factible el proyecto por lo que representa este ahorro para la empresa.

En cuanto a términos económicos ambas torres son muy parecidas, debido a que son empacadas y contienen el mismo empaque como área de contacto, por lo tanto no varía mucho su valor; el cual utilizando las correlaciones de Guthrie nos da de \$ 13,500 la torre de destilación y para la torre de absorción de \$12,500, esto considerando como lo muestra la gráfica 3.1 los faldones, coraza y cabezales, bridas y entradas hombre.

Otro punto a considerar son los Servicios Auxiliares como el vapor, el agua de enfriamiento y las dimensiones del condensador así como el rehevador dando un total de \$ 360,000 que se suman al gasto de inversión.



ANÁLISIS DE RESULTADOS



En el transcurso del proyecto existen factores determinantes para saber si los datos que obtuvimos son los óptimos para la recuperación de la acetona, los cuales fueron establecidos en el Capítulo II (Marco Teórico).

Par la primera parte de nuestro sistema de recuperación, tenemos una operación de transferencia de masa, que es la absorción, en ella se establece que para que haya una buena absorción, la línea de operación debe de alejarse de la curva de equilibrio, como se ve en la figura 3.2 Gráfica de operación, en la que se aprecia que nuestra línea de operación efectivamente se aleja de la curva de equilibrio, lo que nos dice que el absorbedor tendrá un buen funcionamiento, de nuestro balance de masa tenemos una relación de flujo entre el gas y el líquido (L/G)min. Con un valor de 0.4102 con el que podemos obtener el flujo mínimo de agua para la absorción, sin embargo tenemos que multiplicar este valor por 1.8 que se recomienda para tener un flujo de agua óptimo y evitar con ello una baja concentración de acetona en el agua, el resultado de esta operación es de 0.7385.

Para que se lleve a cabo la transferencia del soluto al agua debemos tener un área de contacto para que estas fases (gas y líquido) tengan un contacto íntimo y por lo tanto una buena transferencia de masa, esto se puede lograr con un empaque que se introduce en la torre y al cual se le denominan anillos; para nuestra torre se recomiendan anillos raschig y de un tamaño de 25 mm (1in) ya que generalmente se utilizan para un flujo de gas de $0.25 \text{ m}^3/\text{s}$ a $0.75 \text{ m}^3/\text{s}$ y el flujo de gas en la torre es de $0.403 \text{ m}^3/\text{s}$.

Para que se de una buena transferencia de masa necesitamos un Numero de Unidades de Transferencia (NTU) de 8.155, esto quiere decir, el área bajo la curva de equilibrio la cual cubrirá en desde la concentración inicial hasta la concentración final. En la relación del flujo del líquido y el flujo del gas necesitamos una H_{TG} de 0.309 m que es la longitud en la que se va a dar la transferencia de mas y para que el líquido pueda absorber la acetona necesaria tendremos una altura de 2.86 m de empaque.

Esta columna se diseño para una inundación del 80% y para ello se ocupa la carta de Eckert (ver figura2.10) en la cual nos da una coordenada en X de 0.095 y en Y de 0.31 con la cual obtenemos un flujo de 12.27 kgmol/hr y una caída de presión de 380 N/m y considerando que estas columnas se diseñan para una caída de presión entre 200 a 400 N/m, se cumple con las recomendaciones den los datos experimentales y por lo tanto un diámetro de 0.4641 m.

Dentro de el Balance de masa tenemos que de un flujo de 58 kgmol/hr de mezcla aire-acetona con una concentración de 10.15% y para recuperar el 98% de esta, se necesitan 90.92 kg/hr de agua y con ello una concentración de 0.1 de acetona en la mezcla y un desprendimiento de 0.0009 a la atmósfera cumpliendo con las normas ambientales.



Continuando con nuestro tren de separación el siguiente paso es separar la mezcla obtenida en el absorbedor y para ello se utilizará una torre de destilación, la cual por sus características de un bajo flujo será empacada; el procedimiento para el cálculo de la altura y diámetro es el mismo que se utilizó en el absorbedor, como se puede observar en el punto 2.6 Columnas empacadas para destilación.

Para esta operación unitaria tenemos que construir el diagrama de equilibrio para poder tener las composiciones que queremos en la salida de los domos y por los fondos de la torre, posteriormente obtenemos un reflujo mínimo (R_{min}) el cual nos da de 0.33 que quiere decir que debemos regresar un flujo con una composición del 0.33 de acetona a la torre para enriquecer la mezcla y obtener un componente más puro en la destilación.

En cuanto al número de etapas que debe tener nuestra torre para lograr una buena separación de los componentes, ocupamos nuestra gráfica de equilibrio y trazamos nuestra línea desde la pendiente de 45° hasta la curva de equilibrio y con ello obtenemos un número de etapas igual a 5 con las que tendremos una separación deseada (ver figura 3.5 Etapas de equilibrio).

En cuanto a la altura de la torre tenemos un número de unidades de transferencia de 8.6433 y un HtG de 0.306 m y al multiplicar ambos tenemos que para que haya una buena separación debe de tener una altura de empaque de 2.8 m y un diámetro de 1.01 m. En cuanto al empaque a utilizar será el mismo que la torre de absorción por las mismas características descritas con anterioridad.

Dentro de la torre de destilación se consideran dos de las partes fundamentales para la separación que es la condensación y el calor que se tiene que aplicar para calentar la mezcla y separarlas, de los cuales se obtuvieron los siguientes datos: en el condensador se tiene una carga de 8690 BTU/hr y 28 gpm de agua de enfriamiento para condensar la acetona a una temperatura de 282°F por debajo de su temperatura de ebullición, en el caso del rehedidor tenemos una carga térmica de 62550 BTU/hr con la cual podremos calentar la mezcla hasta su temperatura de ebullición del componente más volátil y separar la mezcla, que es de 370°F .



Un punto más a considerar en nuestro proyecto es en el aspecto económico en el cual se incluyen los servicios auxiliares y el costo por el equipo clave que en este caso son las torres de destilación y absorción, las cuales se calcularon en el Capítulo IV (Evaluación Económica) y se fundamentaron en el Capítulo II; estos son los siguientes:

- Servicios Auxiliares, esto es incluyendo agua, vapor, condensador y rehervidor es de \$360, 000 pesos/año.
- Torre de destilación y absorción \$ 135,000 y \$125,000 pesos respectivamente.

Uno de los objetivos del trabajo es ver cuanta acetona podemos recuperar y cuanto sería el ahorro por esta recuperación, para ello se ocupa el balance de masa de el absorbedor, el cual nos dice que estos recuperando 27.67 kg/hr de acetona de 32.010 kg/hr que se evaporaba de los reactores y que considerando un costo de la acetona de 6 dls/kg⁹ (60 pesos/kg) tenemos una recuperación en pesos de 179.2 dls /hr (1792 pesos/hr), esto considerando que solo se recupera la acetona cuando se lleva a cabo la producción de los Azo compuestos.

⁹ Dato obtenido del Anuario del INEGI del año 2003



CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES



CONCLUSIONES

La propuesta de un Sistema de recuperación de acetona tiene la finalidad de evitar las emisiones contaminantes al ambiente y reducir los costos en base a esta materia prima. Con la propuesta de este tren de separación se reducirán considerablemente estas emisiones en un 98% y por lo tanto la empresa cumple con lo establecido en la norma ambiental mexicana sobre la emisión de Compuestos Orgánicos Volátiles (COV's).

En cuanto al beneficio monetario que este proyecto representa para la empresa es de 1792 pesos/hr de acetona recuperada y con ello un ahorro en ésta materia prima, cabe resaltar que este trabajo no calcula todos los factores involucrados en la construcción de este sistema recuperador como son la cimentación, la tubería, y demás condiciones lo que hace inexacto un cálculo de la recuperación de la inversión en el proyecto.

Para nuestro equipo de absorción, se debe de procurar tener siempre las condiciones óptimas de operación, las cuales consisten en mantener el flujo de alimentación con el que se diseñó el equipo o con un 10% \pm de tolerancia, ya que si no cumple con esto la caída de presión en la torre puede variar y con ello traer problemas de inundación o una baja absorción de la acetona. La altura, diámetro y el empaque calculados y propuestos para esta torre, son los necesarios para obtener el compuesto de interés ya que como se ha visto, se puede recuperar la cantidad suficiente de acetona que se emita a la atmósfera.

Como parte del sistema de recuperación, es la destilación, en ella se tiene que las cinco etapas de transferencia son suficiente para lograr la separación de la mezcla ya que si se tuvieran más ó en su defecto menos etapas no se lograría una separación como la propuesta debido a que no sería la suficiente área de contacto ó por lo contrario al ser más etapas repercute en el costo de la torre y de igual manera no se obtendría la composición deseada de la acetona. Para las condiciones de operación en esta columna se tiene que considerar de igual manera, el flujo de alimentación deberá ser el con el que se diseñó la torre o con un rango de 10% \pm ; de igual forma para el condensador y el rehervidor se tendrán que respetar las cargas térmicas, así como el flujo de agua y vapor respectivamente, en caso contrario no se tendrán las concentraciones adecuadas para la acetona y por consiguiente una baja eficiencia de la misma columna.

De todo lo anterior se puede decir que la propuesta hecha durante el desarrollo de este proyecto de invertir en un sistema de recuperación para este componente volátil, es conveniente para la compañía Akzo Nobel Chemicals S.A. de C.V. debido al grado de absorción que se tiene en este sistema, además de que el ahorro por esta recuperación es alto y resuelve el problema de emisiones al ambiente, del cual es una de las políticas dentro de la empresa.



Sin embargo existen áreas de oportunidad para reducir los costos ó de evitar las emisiones al ambiente desde el propio proceso de producción de ello partimos para proponer y/o recomendar a la empresa los siguientes puntos:

- Utilizar Acero inoxidable 360 en vez de Hastelloy, ya que este ultimo es un material más caro y esto elevaría la inversión y ambos son recomendables para productos corrosivos.
- Llevar un proceso batch en lugar de un proceso continuo como lo están considerando en la compañía, esto por que el proceso de producción de los Azo compuestos es un proceso batch y cada que se lleva a cabo la reacción se desprenda la acetona.
- Optimizar el proceso de producción de Azo compuestos para que la reacción en el momento de la oxidación con la acetona, sea más eficiente y pueda consumir la acetona necesaria desprendiendo la menor cantidad posible.



Bibliografía

1. Perry, R.H. Biblioteca del Ingeniero Químico décima edición Mc Graw-Hill New York 2000.
2. Distillation Design – Henry z. Kister editorial Mc Graw Hill 1992
3. Applied process design chemical and petrochemical plants. Ludwig Vol., 2 distillation and packed towers 1979.
4. Welty, Fundamentos de Calor, Masa y Momentum, editorial Limusa 1998.
5. Treybal, R.E. Mass Transfer Operation, tercera edición Mc Graw-Hill 1980.
6. Holland, C.D. Fundamentos de Destilación Multicomponente. Mc Graw-Hill New York 1981.
7. Sherwood, T. K. Mass Transfer Mc Graw-Hill New York 1974.
8. Coulson Richardson; Particule Technology and Separation Processing. Vol. 2 Editorial Pergamon cuarta edición 1991.
9. Henlay Ernest J. Operaciones de separación por etapas en equilibrio en Ingeniería Química, Editorial Reverté, S.A. 1988 España.
10. Guthrie Kennet. Process Plant Estimating Evaluation and Control. Editorial Craftsman book Company America, 1974.
11. Garrett L. Chemical Enginnering Economics. Editorial Van Nostrand Reinhold Nueva York 1989.
12. Chemical Enginnering. " Capital Cost Estimating" April 1977 Vol. 8. Págs. 124-126.
13. Chemical Enginnering. March 1969 Vol.2 Pags. 45-60.

**Apéndice A****Memorias de Cálculo****❖ Columna de Absorción**

Selección del empaque de la columna:

Anillos Raschig de 1in

$$\frac{L}{G} \left(\sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}} \right)$$

 $\rho_G =$ densidad del gas = 1.4576 kg/m³ $\rho_L =$ densidad del liquido = 999.55 kg/m³

cuyo resultado es de 0.095, este ultimo resultado es la ordenada de la carta de Eckert por lo que trazando una línea desde la ordenada hasta la línea de inundamiento se lee:

$$\frac{G^2 * F(\mu L) 0.2 * J}{g * \rho G * \rho L} = 0.095$$

por lo tanto despejando G tenemos:

$$G = 12.271 \text{ kg/hr}$$

Pero se considera un inundamiento del 80% para el caso de la columna por lo que:

$$G = (12.27) * (0.8) = 9.816 \text{ kg/hr}$$

Resolviendo para el area transversal de la columna:

$$A = G'/G1 = (9.816/58) = .5319 \text{ m}$$

Resolviendo para el diámetro de la columna

$$D = (A * 4/\pi)^{0.5} = 0.4641 \text{ m}$$

**Balance de Masa en la Torre de destilación**

$$F = D + B$$

$$5.5616 = D + B$$

$$0.55616 = 0.95D + .01B$$

$$D = 5.5616 - B$$

$$0.55616 = 0.95(5.5616 - B) + 0.05B$$

$$0.55616 = 5.2835 - 0.95B + 0.05B$$

$$0.55616 - 5.2835 = -0.95B + 0.05B$$

$$-4.72736 = -0.94B$$

$$B = 5.2526 \text{ kgmol/hr}$$

$$D = 0.3089 \text{ kgmol/hr}$$

Selección del empaque de la columna:

Anillos raschig de 1in

$$\frac{L}{G} \left(\sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}} \right)$$

ρ_G = densidad del gas = 2.75 kg/m³

ρ_L = densidad del liquido = 999.55 kg/m³

cuyo resultado es de 0.023, este ultimo resultado es la ordenada de la carta de Eckert por lo que trazando una línea desde la ordenada hasta la línea de inundamiento se lee:

$$\frac{G^2 * F(\mu L) 0.2 * J}{g * \rho_G * \rho_L} = 0.84$$



por lo tanto despejando G tenemos:

$$G = 5.66 \text{ kg/hr}$$

Pero se considera un inundamiento del 80% para el caso de la columna por lo que:

$$G = (5.66) \cdot (0.8) = 4.53 \text{ kg/hr}$$

Resolviendo para el area transversal de la columna:

$$A = G'/G1 = (4.53 / 5.66) = 0.806 \text{ m}$$

$$D = (A \cdot 4/\pi)^{0.5} = 1.013 \text{ m}$$