

11
1 ej.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

ESTUDIO TECNICO-ECONOMICO PARA LA RECUPERACION DE SOLVENTES INDUSTRIALES DE DESECHO

T E S I S

Que para obtener el Título de:

E INGENIERO QUIMICO METALURGICO

Presentan:

Aurelio Ramirez Quezada



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

INTRODUCCION

1.- GENERALIDADES

- 1.1.- Definición de Desechos.
- 1.2.- Solventes más comunes.
- 1.3.- Mercado Potencial.
- 1.4.- Seguridad en el manejo de solventes.
- 1.5.- Control de Calidad.
- 1.6.- Fundamentos de Destilación.

2.- DESCRIPCION DEL EQUIPO

- 2.1.- Columna de Destilación.
- 2.2.- Equipo de Transferencia de calor.
- 2.3.- Bombas.
- 2.4.- Filtro y Tanques.
- 2.5.- Equipo Auxiliar.
 - 2.5.1.- Caldera.
 - 2.5.2.- Torre de Enfriamiento.
 - 2.5.3.- Compresor.
 - 2.5.4.- Bombas de Servicio.

3.- DISEÑO DEL PROCESO.

- 3.1.- Bases de Diseño.
- 3.2.- Diagrama de Flujo de Proceso.
- 3.3.- Descripción del Proceso.
- 3.4.- Balance de Materia y Energía.

4.- DISEÑO DEL EQUIPO DE PROCESO.

- 4.1.- Cálculo de la Columna de Destilación Empacada.
- 4.2.- Equipo de Transferencia de Calor.
 - 4.2.1.- Condensador.
 - 4.2.2.- Rehervidor.
 - 4.3.3.- Precalentador.
- 4.3.- Bombas.
- 4.4.- Filtro y Tanques.
- 4.5.- Equipo Auxiliar.
- 4.6.- Arreglo general de Equipo.

5.- ESTUDIO ECONOMICO.

CONCLUSIONES

BIBLIOGRAFIA.

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

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

El presente trabajo corresponde a un anteproyecto de una planta recuperadora de solventes orgánicos a partir de sus desechos industriales, incluyendo el respectivo estudio económico.

En esta tesis, se intenta mostrar como, de manera alguna, aquellos solventes que fueron utilizados en las distintas operaciones industriales son susceptibles de recuperarse para así volver a utilizarlos, generando una rentabilidad económica y, obteniendo además una disminución en cuanto a la contaminación ambiental.

La recuperación de los solventes orgánicos que aquí se tratan, se lleva a cabo mediante el uso de una columna de destilación empacada, la cual se diseña tomando como base de cálculo las características físico-químicas de una mezcla binaria Metanol-Agua a la que se le considera como una mezcla típica de referencia.

La columna de destilación empacada constituye la parte fundamental del proceso de recuperación de solventes, razón por la cual se propone en su diseño, cuente con ciertas características de flexibilidad en su operación para que con sólo algunas modificaciones, sea posible procesar mezclas de solventes diferentes con resultados satisfactorios.

En los capítulos correspondientes se proporciona la información relacionada con los solventes orgánicos de uso industrial más comunes, su manejo, pruebas de laboratorio, etc., así como también los fundamentos básicos de destilación, diseño del proceso, descripción y diseño del equipo involucrado en el mismo con los servicios auxilia-

res correspondientes, concluyendo con el estudio económico, el --
cual se efectua en base a la información proporcionada por los --
proveedores de bienes y servicios, recurriendo a los métodos esti
mativos en los casos donde no fue posible obtenerla directamente.

CAPITULO I

GENERALIDADES

1.1.- Definición de Desechos Industriales.

El término "Desechos Industriales" se aplica en forma específica a los desechos líquidos que se producen como resultado de las diferentes operaciones industriales.

Esta definición se hace con el fin de distinguirlos de los residuos sólidos, y de los residuos en forma de gases, los cuales no se tratan en esta tesis.

Por lo general, los desechos industriales son eliminados descargándolos en los sistemas de drenaje, llegando a las corrientes de agua, las que finalmente van a parar a los ríos, y en última instancia a los mares, para así, de esta manera, convertirse en elementos contaminantes que degradan las cualidades físicas, químicas y biológicas de sus aguas, afectando flora y fauna de la región.

Es importante hacer notar que los efectos contaminantes de los desechos industriales no sólo afectan los lugares cercanos a la fuente que los producen, sino que también a los que se encuentran a grandes distancias, por lo que, un tratamiento adecuado se hace necesario e imprescindible antes de su descarga al cuerpo receptor, con lo que se conseguirá:

- a) - Reducir al mínimo el volumen total y la concentración del desecho.
- b) - Recuperar las fracciones del desecho que son potencialmente valiosas para volver a utilizarlas o para obtener sub-productos.

- c) - Requerir un menor costo en el tratamiento de las aguas a donde irán a parar.

1.2.- Solventes Industriales más comunes.

En base a los volúmenes de producción de solventes orgánicos, se puede decir que los solventes más comunes o de mayor demanda industrial son los siguientes:

Acetona	Metanol
Benceno	Tolueno
Butanol	Orto-xileno
Isobutanol	Para-xileno
Isopropanol	

A manera de resumen, a continuación se presentan las propiedades físicas y las especificaciones de mercado para los solventes citados, ya que, para los procesos en los que son utilizados, es necesario que se cumplan con ciertos requisitos de calidad.

Acetona.- Químicamente es la propanona, es decir, la cetona más sencilla de la serie. Es un líquido incoloro, de olor característico, soluble en el agua en todas proporciones y miscible con casi todos los solventes orgánicos. La acetona es el disolvente específico del acetileno, del cual puede disolver hasta 300 veces su volumen. También disuelve perfectamente los aceites, de cuya disolución puede separarse el aceite por mezcla con el agua. Es un disolvente específico de un gran número de resinas naturales y sintéticas, pero no disuelve el caucho.

En suma, es uno de los solventes que más empleo tiene y ha tenido en la técnica industrial.

- Constantes Físicas del producto puro:

Punto de ebullición	56.1°C
Peso específico a 15°C	0.7973
Índice de refracción a 20°C	1.3583
Calor latente a 56°C	122 cal
Calor específico a 16°C	0.51 cal

- Especificaciones del producto para salir al mercado:

Humedad máxima	5.0 %
Peso específico a 20°C	0.796 - 0.804
Temperatura de ebullición a	
562 mm de Hg	49.98°C
Rango de destilación	2°

Incolora, limpia y de olor característico.

Benceno.- El poder disolvente del benceno es muy grande, sobretudo para las sustancias débilmente polares, como aceites, grasas, ceras, ciertas resinas, cauchos, etc., Mezclado con alcohol, es disolvente de la bencilcelulosa. Como agente de extracción de los aceites, su poder disolvente es superior al de los hidrocarburos alifáticos del petróleo, también se le utiliza en la industria del caucho.

La gran volatilidad del benceno y la inflamación de sus vapores, así como su elevada toxicidad, hacen que su empleo sea --

peligroso por los riesgos de incendio, explosión y toxicidad. El benceno es prácticamente insoluble en agua, pero es miscible en la mayoría de los solventes orgánicos, produciendo mezclas azeotrópicobinarias y ternarias con muchos de ellos. Por lo que, es importante recordar este hecho cuando se trate de recuperar dicho solvente por destilación.

- Constantes Físicas del producto puro:

Punto de ebullición	80.1°C
Peso específico a 20°C	0.879 g/ml
Índice de refracción a 20°C	1.501
Calor latente vaporización	94.14 cal/g
Calor específico a 20°C	0.419 cal/°C g

- Especificaciones del producto grado técnico.

Punto de ebullición	83°C
Peso específico a 20°C	0.825 g/ml

Butanol.- Corresponde al alcohol butílico normal. El butanol se presenta como líquido incoloro, algo viscoso, con olor característico y sofocante, poco soluble en el agua. Es un excelente disolvente de los aceites, grasas etc., y de una gran variedad de plásticos sintéticos. Se mezcla en estado anhidro con casi todos los solventes orgánicos usuales.

En la industria de las lacas es un producto insustituible, por la propiedad de conservar sus disoluciones con una consistencia favorable.

-Constantes Físicas del producto puro:

Punto de ebullición	117.4°C
Peso específico a 15°C	0.813
Indice de refracción a 20°C	1.399
Calor latente a 117°C	141.3 cal/g
Calor específico a 20°C	.562 cal/ g °C

-Especificaciones del producto grado técnico.

Humedad máxima	5%
Peso específico a 20°C	0.800 - 0.812
Temperatura de ebullición a 562 mm de Hg	109.8°C
Rango de destilación	4°C

Incoloro limpio y de olor característico.

Debido a sus múltiples aplicaciones y a las excelentes características disolventes de este compuesto, el butanol es cada día más empleado en la industria.

Isobutanol.- Líquido incoloro de olor característico con propiedades disolventes y usos semejantes al del butanol normal.

- Características Físicas del producto puro:

Punto de ebullición	107.9°C
Peso específico a 15°C	0.8057
Indice de refracción a 15°C	1.3976
Calor latente a 107°C	138.2 cal

- Especificaciones del producto grado técnico:

Punto de ebullición	110°C
Peso específico a	

Isopropanol.- Se presenta como un líquido incoloro, soluble en el agua en todas proporciones y miscible también en casi todos los solventes orgánicos usuales. Desde el punto de vista fisiológico, el Isopropanol es mucho menos tóxico que el Etanol, y por ello ha adquirido recientemente grandes aplicaciones como solvente o soporte de perfumes, lociones, brillantinas, etc., en la industria de la perfumería.

- Características Físicas del producto puro:

Punto de ebullición	82.4°C.
Peso específico a 20°C	0.7862
Índice de refracción a 20°C	1.3736
Calor latente en el punto de ebullición.	160 cal/g.

- Características del producto grado técnico:

Contenido de alcohol en % en peso	91%
Peso específico a 20°C	0.78 - 0.795
Punto de inflamación (Copa Abierta)	20°C
Rango de Destilación	2°
Temperatura de ebullición a 562 mm de Hg	75.4°C

El Isopropanol también es un excelente disolvente de

, aceites grasos, gomas y algunas resinas sintéticas; - es por lo tanto, un buen agente para mezclas o composición de sustancias incompatibles. Además de estos usos tiene una gran aplicación en otras industrias.

Metanol.- El alcohol metílico es el primero y más sencillo de la serie alcohólica. Se presenta como un líquido incoloro, de olor agradable, miscible en todas proporciones con el agua, y miscible también con casi todos los solventes orgánicos usuales; es muy volátil, flamable y de gran toxicidad, por lo que en las industrias donde se utiliza, se deben tomar precauciones con él, ya que la intoxicación no sólo se produce por inhalación de sus vapores, sino que también por contacto y absorción por la piel; puede producir ceguera si es ingerido: (De 30 a 60 gramos, es mortal).

- Características Físicas del Metanol puro:

Punto de ebullición	64.7°C
Peso específico a 16°C	0.792
Índice de refracción a 20°C	1.329
Calor latente a 64.7°C	262.8 cal/g.
Viscosidad a 25°C	0.67 cp
Calor específico a 20°C	0.59 cal/g°C

- Características del producto grado técnico:

Peso específico a 20°C	0.788 - 0.796
Contenido de Metanol % en peso	95%
Punto de ebullición a 562 mm. de Hg.	58°C
Rango de destilación	3°
Incoloro, limpio y de olor característico.	

El Metanol es la materia prima para la fabricación del --formaldéhid^o; también se utiliza como anticongelante, se usa también como desnaturizante del alcohol etílico para impedir su ingestión.

Su uso más extendido es como disolvente en la industria de jabón, pintura y barnices, cuero, cosméticos, adhesivos, lubricantes, etc.

Tolueno.- Es el hidrocarburo líquido, segundo miembro de la serie aromática que comienza con el benceno. Su olor es característico parecido a éste. Es un líquido incoloro.

Los usos a que se destina el Tolueno, dependen del grado de pureza del producto. Por ejemplo, si tiene una pureza de 99-100% se destina a Nitración y otras reacciones; si la pureza es de -- 95-98%, se utiliza como solvente de resinas para recubrimiento. -- Si la pureza es de 75-94%, se destina a gasolina de aviación y disolventes.

La principal aplicación industrial del Tolueno como disolvente, es la de disolver o diluir las composiciones para formar -- revestimientos protectores. En este grupo de aplicaciones se cuentan las pinturas, barnices, lacas y esmaltes, telas revestidas, pi sos, paredes y cuero artificial, resinas sintéticas y naturales, - etc. Se utiliza también en los ensayos de otros disolventes.

- Constantes Físicas del producto puro:

Punto de ebullición.	110.62°C
Peso específico	0.8669
Índice de refracción (20°C)	0.3374
Calor latente	86.8 cal/kg.
Calor específico.	0.4041 cal/g C

Xilenos.- Los Xilenos son líquidos volátiles, incoloros, - de olor parecido al Benceno, solubles en alcohol, éter y otros disolventes comunes en todas proporciones. Casi insolubles en agua.

Para usos químicos se utilizan ampliamente: El o.xileno se convierte a anhídrido ftáico por oxidación, el m.xileno por oxidación se convierte a ácido isoftálico, el p.xileno también por oxidación se convierte en ácido terertálico.

Como disolvente se utiliza ampliamente en concentraciones que van de 75-98%. Sus aplicaciones son bastante similares a las - del Tolueno, la elección de uno u otro depende de la velocidad de evaporación. El Tolueno es más volátil que los xilenos. También se utilizan éstos en resinas naturales, alquidálicas, fenólicas, de poliestireno, de urea, en pintura horneada, etc.

- Constantes Físicas de los Xilenos.

	orto xileno	meta. xileno	para xileno
Punto de ebullición	144.4°C	139.1°C	138.3°C
Peso específico	0.88	0.864	0.861
Índice de refracción	1.0653	1.0551	1.0653
Calor latente	82.9 cal/g	82 cal/g	81.2 cal/g

1.3.- MERCADO POTENCIAL .

Todo proyecto industrial tiene como meta final, la elaboración de un bien o un servicio que produzca en última instancia, una rentabilidad atractiva. La última consecuencia se logra cuando el producto llega al usuario.

Para lograr ésto, se necesita establecer un estudio del mercado del producto, aunque el hecho de tener una investigación de mercado no garantiza el éxito de la empresa, ni tampoco pronostica el mercado futuro del producto.

La investigación de mercado recopila, analiza e interpreta la información, pero no es un sustituto del juicio, además no es perfecta, tiene limitaciones, ya que es fácil cometer errores en el muestreo, en el campo, rápidamente anacrónica, etc.

Toda investigación requiere de información, la cual puede ser de dos formas:

- PRIMARIA
- SECUNDARIA

Los datos primarios son originales, recopilados directamente para el proyecto en particular.

Los datos secundarios son los que ya han sido recopilados con otro propósito y son relativamente fáciles de investigar y conocer, se encuentran en los registros internos de compañías, gobierno, asociaciones industriales, medios publicitarios, fundaciones y universidades, bibliotecas, etc.

Si después de utilizar las fuentes de información secundaria, aún no se tienen suficientes datos, se deben buscar fuentes primarias, entre las que se destacan los cuerpos de ventas, los intermedios, consumidores y otros.

Existen tres métodos para recopilar información primaria.

- Encuesta
- Observación
- Experimentación.

Después de tener la información de la investigación debidamente -- evaluada, queda pendiente hacer la decisión final, sin que con esto se asegure completamente el éxito de la empresa, sin embargo, - las posibilidades se favorecen mucho.

Para el caso particular de esta tesis, se utilizó la encuesta como método de investigación de campo en la zona industrial Toluca-Lerma en las empresas más representativas que manejan solventes orgánicos poniéndose de manifiesto, que existen posibilidades de colocar el producto obtenido a través de este anteproyecto, lo mismo que para generar la materia prima requerida.

1.4.- SEGURIDAD EN EL MANEJO DE SOLVENTES ORGANICOS.

La seguridad dentro de cualquier actividad es una parte fundamental de la misma, ya que es de vital importancia garantizar la integridad física de las personas, así como la conservación del equipo involucrado en ella.

La industria química en general, por sus características particulares requiere del conocimiento profundo de las características de las sustancias que maneje dentro de sus procesos e instalaciones, por lo que, las medidas de seguridad que se deben tener al respecto, estarán plenamente justificadas.

Dada la naturaleza de los solventes orgánicos tratados en el presente trabajo, los cuales son considerados como de alto riesgo, es de suma importancia mencionar las consideraciones que se deben tomar en cuenta en su manejo y almacenamiento.

Es evidente que los solventes orgánicos son tanto más peligrosos desde el punto de vista de su inflamabilidad cuanto mayor sea su tensión de vapor, por lo que es necesario conocer qué tan inflamable es un solvente, ya que el conocimiento de esta característica significa la seguridad de la planta y del personal.

Para lograr lo anterior, existen diferentes métodos estandarizados mediante los cuales se determinan las características de inflamabilidad de los distintos líquidos.

A continuación se hace una breve reseña de las consideraciones más importantes:

- Punto de inflamación, Temperatura de Ignición o Flash Point.-

Es la temperatura a la cual, al momento de aplicar una -- flama se produce un chispazo muy claro en el interior de un reci-- piente. Esta temperatura de inflamación es utilizada para indicar el desprendimiento de vapores inflamables; su determinación se rea-- liza según métodos y equipos estandarizados por la A.S.T.M.

- Explosividad.- Cuando los vapores de un líquido volátil inflama-- ble, se diluyen en un cierto volumen de aire, existe un intervalo de concentración de estos vapores, en el cual una llama, chispa -- eléctrica o cualquier elevación térmica es capaz de provocar una -- explosión y cuando la concentración en vapores inflamables de la -- mezcla va aumentando, se observa paralelamente un aumento en la -- violencia de la explosión, hasta llegar a un máximo que correspon-- de a la combustión perfecta del compuesto en el aire, con produc-- ción exclusiva de anhídrido carbónico y vapor de agua. Los límites inferior y superior de explosividad de estas mezclas gaseosas han sido prácticamente determinadas para los solventes usados en la in-- dustria.

- Autoinflamación.- No siempre es necesario para inflamar una mez-- cla gaseosa, la presencia de una llama o de una chispa eléctrica; basta con que la mezcla se eleve a una temperatura suficiente para

que espontáneamente se inicie la combustión. En este fenómeno al cual se le conoce como autoinflamación, tiene gran importancia la naturaleza del cuerpo en contacto con la mezcla explosiva, encontrándose que el vidrio generalmente posee un poder de inflamación superior al de los metales. Las temperaturas de autoinflamación -- suelen oscilar entre 200 y 300°C, aunque existen compuestos cuya temperatura de inflamación es más baja.

Se puede decir que, en general, todo solvente orgánico cuyo punto de ebullición sea superior a 115°C a la presión ordinaria, no suele dar mezclas explosivas a la temperatura de 25°C puesto que, su tensión de vapor no es lo suficientemente elevada a esta temperatura para crear la concentración de vapores correspondiente al límite inferior de explosividad.

Toxicidad.— La intoxicación se produce por lo general por dos vías de introducción en el cuerpo humano: Las vías respiratorias y la piel. Los solventes orgánicos en general, crean rápidamente en los lugares donde se manipulan atmósferas ricas en dichos compuestos, en los que forzosamente ha de respirar continuamente un obrero. Igualmente, cuando las manos del trabajador manipulan estos líquidos, existe la posibilidad de intoxicación por vía cutánea.

Desde el punto de vista cuantitativo, hay que distinguir dos tipos de intoxicación: la aguda y la crónica. Los síntomas de ambas son en general muy diferentes, y aunque parezca paradójico, suele ser mucho más difícil de combatir la última; de ahí la importancia que

tiene la higiene en la manipulación de los solventes.

La toxicidad de los solventes depende estrechamente de su constitución química. En general, los alcoholes y las cetonas suelen ser -- mucho menos tóxicos que los derivados halogenados o los hidrocarburos aromáticos.

Toxicidad de algunos solventes.

- Hidrocarburos aromáticos.- Todos los solventes orgánicos pertenecientes a este grupo, atacan al sistema nervioso, lo cual puede -- conducir a trastornos irreparables.

A medida que aumenta el peso molecular, disminuye la toxicidad; por eso, el Benceno es mucho más tóxico que el Tolueno, y éste más que el Xileno. En estado impuro son aún más tóxicos por las impurezas de naturaleza desconocida que puedan llevar.

Los primeros síntomas de la intoxicación bencénica crónica son: Dolor de cabeza, laxitud, vértigos, etc. La borrachera bencénica -- obedece casi siempre a las impurezas del Benceno y no al Benceno -- mismo. Una atmósfera que contenga 24 g/m^3 de Benceno es peligrosa después de media hora, y si su concentración llega a 64 g/m^3 es -- mortal después de cinco minutos de respirarla. En individuos sensibles, pueden bastar dosis de 1 g/m^3 para provocar trastornos.

- Metanol.- Es el más tóxico de todos los alcoholes, lo mismo por inhalación que por absorción cutánea. El organismo lo elimina con gran dificultad, y probablemente por un mecanismo oxidante, transformándose primero en formol y luego en ácido fórmico. Ataca los --

centros nerviosos y provoca alteraciones en los ojos, pudiendo -- llegar éstas hasta la ceguera total.

Toda esta sintomatología está particularmente acentuada cuando el Metanol se ingiere. La dosis límite tolerable en el aire de una - planta es del orden de $0.5 - 1 \text{ g/cm}^3$.

- Otros alcoholes.- El Etanol es mucho menos tóxico que el Meta-- nol; los alcoholes de peso molecular elevado como el butílico, -- amílico, etc., tienen vapores de acción irritante sobre las mucos-- sas, pero su toxicidad es mínima.

- Cetonas.- En general, las cetonas son poco tóxicas. La acetona ordinaria es ligeramente narcótica y sólo a fuertes concentracio-- nes, sus vapores pueden causar irritaciones en los ojos y en la - garganta. El límite de toxicidad crónica de los vapores de la ace-- tona es de 10 g/m^3 .

Como se ha visto, todos los solventes que se manipulen en una - - planta, como la del anteproyecto, tienen diferentes grados de - - toxicidad, por lo que, no sólo se debe evitar la intoxicación agu-- da, sino también los peligros de la intoxicación crónica produci-- da por el contacto frecuente y prolongado del personal con el sol-- vente líquido o vaporizado. A fin de evitar o disminuir todo lo -- posible la concentración de vapores en la atmósfera, se deben imple-- mentar medidas de seguridad e higiene que ofrezcan seguridad al -- trabajador y a la planta.

Almacenamiento, manejo y desecho de solventes.

- Almacenamiento - Se requieren métodos especiales para el almacenamiento, no sólo por su inflamabilidad y explosividad, sino también por su naturaleza tóxica. Los edificios deben ser convenientemente ventilados para evitar la acumulación de vapores. La limpieza en el interior de los locales donde se manejen solventes debe ser extrema, ya que, con frecuencia los obreros dejan en el suelo, algodones o trapos impregnados de solventes, lo cual es una fuente de emanaciones tóxicas, además de que la orden de no fumar en estos locales debe ser cumplida con la más rigurosa obediencia. Todo el personal que maneje solventes debe estar provisto de equipo adecuado.

El almacenamiento será en áreas ventiladas y frescas, lejos de riesgos de fuego, agentes oxidantes, etc. Los recipientes en los que se manejen, deben conservarse bien tapados y debidamente etiquetados.

- Manejo - Las personas que tengan contacto directo con los solventes, deberán estar debidamente protegidas. A continuación se da una lista del equipo de seguridad que deben emplear las personas para su protección:

Parte del cuerpo que protege.	Para emplearse en:	Se debe usar:
Manos	Manejo de tambores Manejo de líquidos tóxicos.	Guantes de carnaza Guantes de hule o neopreno.
	Manejo de material caliente.	Guantes de carnaza
Sistema Respiratorio	Bajas de concentraciones de vapores - poco tóxicos muy penetrantes.	Media mascarilla con filtros negros, letras blancas.
	Bajas concentraciones de gases ácidos o vapores medio tóxicos muy penetrantes.	Media mascarilla - con filtros negros, letras verdes.
	Bajas concentraciones de vapores o gases muy tóxicos en espacios abiertos.	Mascarilla completa con canister amarillo.
	Altas concentraciones de gases o vapores en espacios - - abiertos.	Mascarilla con aire autónomo con inyección de aire.
	Altas concentraciones de vapores en espacios cerrados.	Mascarilla con aire de flujo continuo (aire inyectado) o si es posible mascarilla con aire autónomo.

- Desechos - Los desperdicios no deberán arrojarse al drenaje, sino que deberán ser tratados para recuperación o bien, destruidos bajo supervisión sanitaria adecuada.

INSTALACION DE EQUIPO ELECTRICO.- En el uso y manejo de solventes orgánicos como los que figuran en el presente trabajo que son inflamables o potencialmente explosivos, se deben tomar precauciones contra riesgos de explosión de incendio que pueden ser causados -- por una mala instalación del equipo eléctrico. Por tal motivo, se hace necesario conocer la clasificación de estos riesgos, hace el Código Nacional Eléctrico de los E.U.A., para cuando se requiere -- instalar equipo eléctrico.

Clasificación de áreas.- Se considera un área clasificada -- como peligrosa, cuando pueden llegar a existir en ella, concentraciones peligrosas de gases o nubes de polvo o fibras inflamables -- que pueden formar mezclas explosivas o inflamables.

El C.N.E. que se usa ampliamente para propósitos de clasifi-- cación, divide las áreas peligrosas en tres grandes clases.

Clase I.- Son aquellas áreas en las que puede existir en el -- aire, gases o vapores inflamables en cantidades suficientes para -- producir mezclas explosivas o inflamables.

Clase II.- Son aquellas áreas que son peligrosas debido a -- la presencia de polvos combustibles.

Clase III.- Son aquellas áreas que son peligrosas debido a -- la presencia de fibras o materiales sólidos en escamas fácilmente inflamables.

Teniendo como base lo anterior, podemos ver que la instala-- ción del equipo eléctrico en las áreas de proceso, almacenamiento,

bombeo y en general en todas aquellas en las cuales se manejen los solventes, se harán según lo recomienda el C.N.E. para áreas peligrosas Clase I que dice: La instalación de equipo eléctrico en área de clase I; esto es, donde existen mezclas explosivas por períodos largos de tiempo, deberá ser "a prueba de explosión".

El término "a prueba de explosión", nos indica que el -- equipo eléctrico está provisto de una carcasa lo suficientemente -- robusta que es capaz de contener una explosión interna.

La electricidad estática se evitará conectando a tierra, todo el equipo, tanques, columna, tuberías, etc.

Los motores que puedan dar lugar a la formación de chispas estarán colocados fuera del local cerrado. La obra de la fábrica deberá construirse con material incombustible, y que en el interior de ésta, se colocarán aparatos automáticos apaga-fuegos de -- acuerdo a la naturaleza del solvente.

Los métodos más efectivos para extinguir cualquier fuego, son los mismos que generalmente se utilizan. Para pequeños fuegos, pueden utilizarse los extinguidores a base de bióxido de carbono o con un agente químico seco. Los fuegos que envuelven grandes cantidades de solventes son difícilmente extinguidos.

1.5.- CONTROL DE CALIDAD.

La necesidad de implementar un control de calidad durante la fabricación de un producto con calidad superior como consecuencia de razones principales que son:

- Se sabe que la economía en la producción, distribución y consumo de los productos industriales, es mayor cuando éstos son de una calidad definida y uniforme; esto es, tienen una calidad estándar.

- La calidad de un producto varía constantemente tendiendo en realidad a salirse del estándar ideal o deseado.

A fin de establecer el concepto de "Control de Calidad", es necesario definir en primer término algunos conceptos relativos a ésta, siendo los más importantes la Calidad y el Control.

A.- Calidad.- Para definir el concepto de "calidad" de un producto, es necesario considerar:

- 1.- Calidad de diseño.
- 2.- Calidad de conformación.

1.- Calidad de diseño.- Es el grado con el que una clase o servicio basado en sus características particulares satisface las necesidades del consumidor.

De la definición anterior, se entiende que para lograr una buena calidad de diseño, es necesario conocer con exactitud, cuáles

Son las necesidades del consumidor y en base a ello, establecer en forma estimativa, qué características cualitativas, así como cuantitativas, deberá reunir el producto o servicio de que se trate y observar si satisface las necesidades del consumidor.

2.- Calidad de Conformación.- Es el grado en que un producto o servicio se apega o cumple con las especificaciones de diseño durante el proceso de fabricación.

Después de definir los dos conceptos anteriores, se está en condiciones de establecer que: "La calidad de un producto o servicio es el grado o la medida en que dicho producto o servicio cumple con las especificaciones de diseño y por consecuencia, satisface las necesidades del consumidor". Industrialmente hablando, calidad significa "lo mejor" dentro de ciertas condiciones del consumidor.

B.- Control. Es un ciclo planeado de actividades, instituido para medir y si es necesario corregir el comportamiento de todo el sistema y subsistema de tal forma que los objetivos y actividades se lleven de acuerdo a lo planeado. Se dice que un fenómeno está controlado cuando se puede predecir su variación; dentro de los límites establecidos.

El término "control", se utiliza con bastante frecuencia en forma indiferente. Sin embargo, se puede decir que el "control" está constituido por cuatro pasos o etapas diferentes las cuales son

indispensables y son:

- Planeación.
- Ejecución.
- Evaluación.
- Acción correctiva.

Estas cuatro etapas se representan comúnmente en forma de - - círculo, fig. 1. ya que es una serie de operaciones que se deben - repetir (tanto como sea necesario) hasta la solución de un proble- ma determinado; para lograr un producto ó servicio satisfactorio.

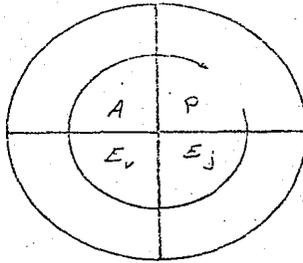


Fig. 1
Representación de las
etapas para control.

Una vez descritos los conceptos de "control" y "calidad", está en posibilidad de definir "Control de Calidad", estableciendo que: "Es el conjunto de actividades utilizadas para lograr que un producto o servicio cumpla con las especificaciones de diseño y - por lo tanto satisfaga las necesidades del consumidor". Y sus - - principales atributos son:

- Propiedades del diseño.
- Propiedades de la materia prima.
- Propiedades del proceso de manufactura.
- Inspección durante y al final del proceso.
- Pruebas de laboratorio y equipo.
- Materiales de desecho.
- Embalaje.
- Aceptación en el mercado.
- Calidad de servicio.

Pruebas de Laboratorio y Equipo.

Se describen en forma breve las principales pruebas de laboratorio que deberán llevarse a cabo por control de calidad, tanto al inicio del proceso como durante su desarrollo, a fin de obtener un producto con las características deseadas. Estas pruebas serán aplicables también a la materia prima y el producto terminado.

- Peso específico (Método Densímetros)
- Contenido de Agua (Método de Karl Fischer)
- Purezas por destilación (Método A.S.T.M.).
- Características físicas.
- Cromatografía de gases.

Peso específico.-Se determina mediante densímetros, los cuales son flotadores generalmente de vidrio, en cuyos vástagos llevan escalas que indican la densidad del líquido en el cual, están sumergidos a la división correspondiente. Con estos dispositivos que en el mercado existen en gran variedad de formas, es rápido y fácil contar con resultados bastante aceptables.

Contenido de agua.- Se determina mediante el método de Karl Fischer, el cual es uno de los más utilizados debido principalmente a su rapidez y precisión, existiendo en el mercado diferentes equipos que utilizan el reactivo de Karl-Fischer.

Pureza por destilación.- Aunque este método no es el más conveniente para que se cualifique en forma específica un producto, sí proporciona una idea de la composición de una materia prima, ya que se pueden comparar con los rangos de destilación de los productos puros.

El método mencionado se lleva a cabo según procedimiento y equipo de la A.S.T.M.

Propiedades y características físicas.- Los solventes que se obtengan como producto de la destilación, deberán reunir las especificaciones de mercado y no deberán contener partículas en suspensión, olor característico y cuando al evaporar una gota o más, no deje olor residual.

Cromatografía de Gases.- La base de separación en la cromatografía de gases, es la distribución de una muestra en medio de dos fases. Una de esas fases es la cama estacionaria de gran área de superficie, y la otra fase, es un gas de filtración directa, en la fase estacionaria.

La técnica de Cromatografía de Gases, es para la separación de sustancias volátiles, por filtración de un gas acarreador sobre una fase estacionaria. Si la fase estacionaria es un sólido, se llama Cromatografía, Gas-Sólido; y si ésta es líquida, se dice que es Cromatografía, Gas-Líquido. Esta última es la técnica más versátil y selectiva de la Cromatografía, por lo que se utiliza en el análisis de gases, líquidos y sólidos.

Los anteriores puntos son las principales pruebas de laboratorio para el control de calidad de los solventes productos de la destilación.

1.6. FUNDAMENTOS DE DESTILACION.

EQUILIBRIO ENTRE FASES DE UN SISTEMA.

La transferencia de masa alcanza un límite cuando las fases llegan a un equilibrio, cesando entonces la transferencia neta de materia. Para que un proceso tenga interés práctico, debe poseer una razonable velocidad de producción, para lo cual hay que evitar el equilibrio, ya que, la velocidad de transferencia de masa es un punto -- cualquiera, es proporcional a la fuerza impulsora que viene dada -- por la separación del equilibrio en dicho punto, así como la resistencia que se opone a la transferencia.

De aquí la importancia tan enorme de conocer el equilibrio entre fases para evaluar fuerzas impulsoras.

En todos los casos de equilibrio, intervienen dos fases y se encuentran todas las combinaciones posibles, excepto dos fases gaseosas o dos fases sólidas.

Las variables controlantes dentro de un sistema de equilibrio entre fases son: Temperatura, presión y concentraciones. El número de concentraciones independientes en una fase cualquiera es igual al número de componentes de la fase menos uno. Los datos de equilibrio de un sistema dado, se pueden presentar en forma de tablas, ecuaciones o gráficas.

TIPOS DE EQUILIBRIOS.

Para clasificar los equilibrios y establecer el número de variables independientes o grados de libertad en un caso concreto, resulta conveniente utilizar la Regla de las Fases.

$$Q = C - P + 2$$

(1)

Donde Q= Número de Grados de Libertad.

C= Número de Componentes.

P= Número de Fases.

En la destilación como en la mayoría de las operaciones de transferencia de masa, el número de fases es siempre dos, por lo tanto $Q = C$

Curva de Equilibrio en un Sistema Binario.

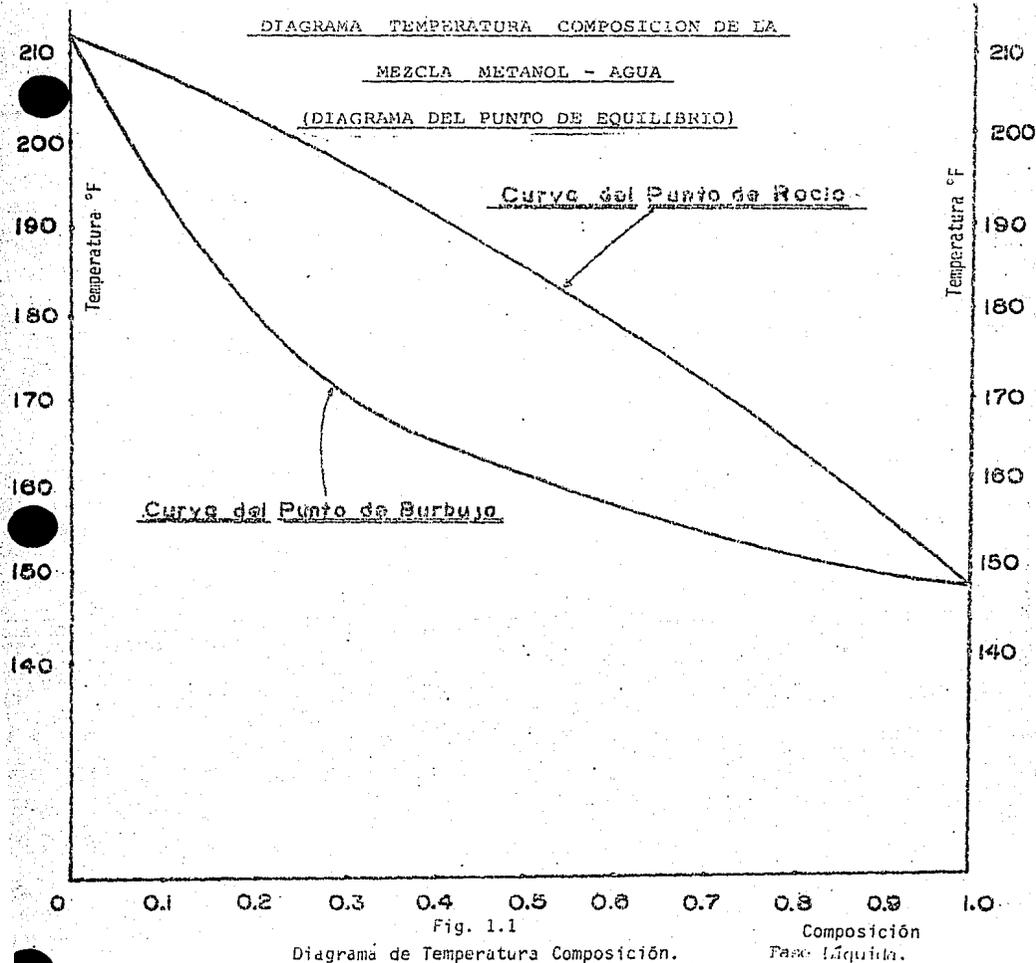
En un Sistema Binario se considera $Q=2$, es decir, los dos componentes están presentes en ambas fases y las variables del sistema son cuatro: Temperatura, presión y concentraciones del componente A en las fases líquida y vapor. Si se fija la presión, entonces solamente una variable, por ejemplo, la concentración de la fase líquida se puede variar libremente, ya que una vez fijada ésta, tanto la temperatura como la concentración de la fase de vapor, -- quedan automáticamente establecidas. Los datos de equilibrio del Sistema se presentan con frecuencia en forma de Diagramas, Temperatura-Concentración como el de la figura Metanol-Agua. Fig. 1.1. - También se pueden expresar representando la concentración de la fase vapor frente a la concentración en la fase líquida. Una gráfica de este tipo recibe el nombre de curva de equilibrio. Fig. 1.2.

Si hay más de dos componentes, la relación de equilibrio no se puede representar mediante una sola curva.

Equilibrio Líquido-Vapor.

En un equilibrio de esta naturaleza, se puede utilizar el concepto de presión parcial. La presión parcial p de un componente cualquiera de una mezcla gaseosa, está relacionada con la fracción molar Y de dicho componente mediante las ecuaciones:

$$Y_A = \frac{\bar{p}_A}{P} \qquad Y_B = \frac{\bar{p}_B}{P} \qquad (2)$$



(Perry, Chemical Engineers' Handbook, 5th Ed. Table 3.26)

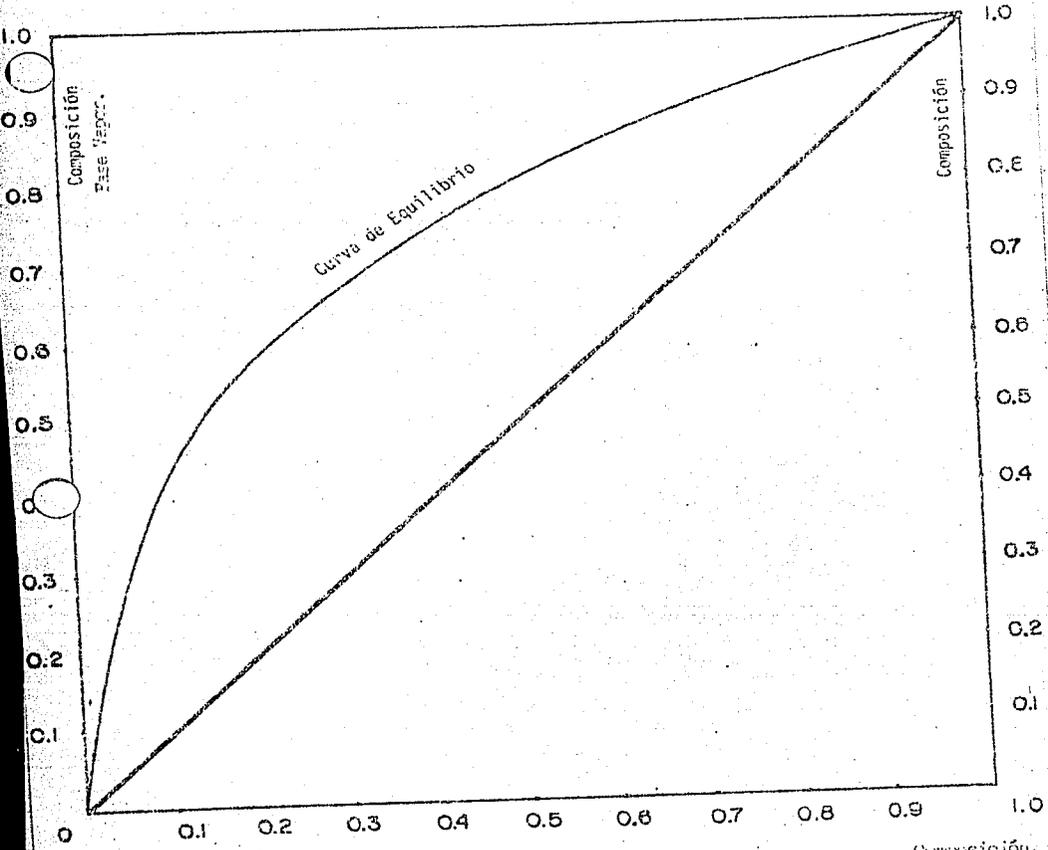


Fig. 1.2

Diagrama de Curva de Equilibrio. Sistema Metanol-Agua

(Perry, Chemical Engineers' Handbook, Equilibrium Data, Table 3.26)

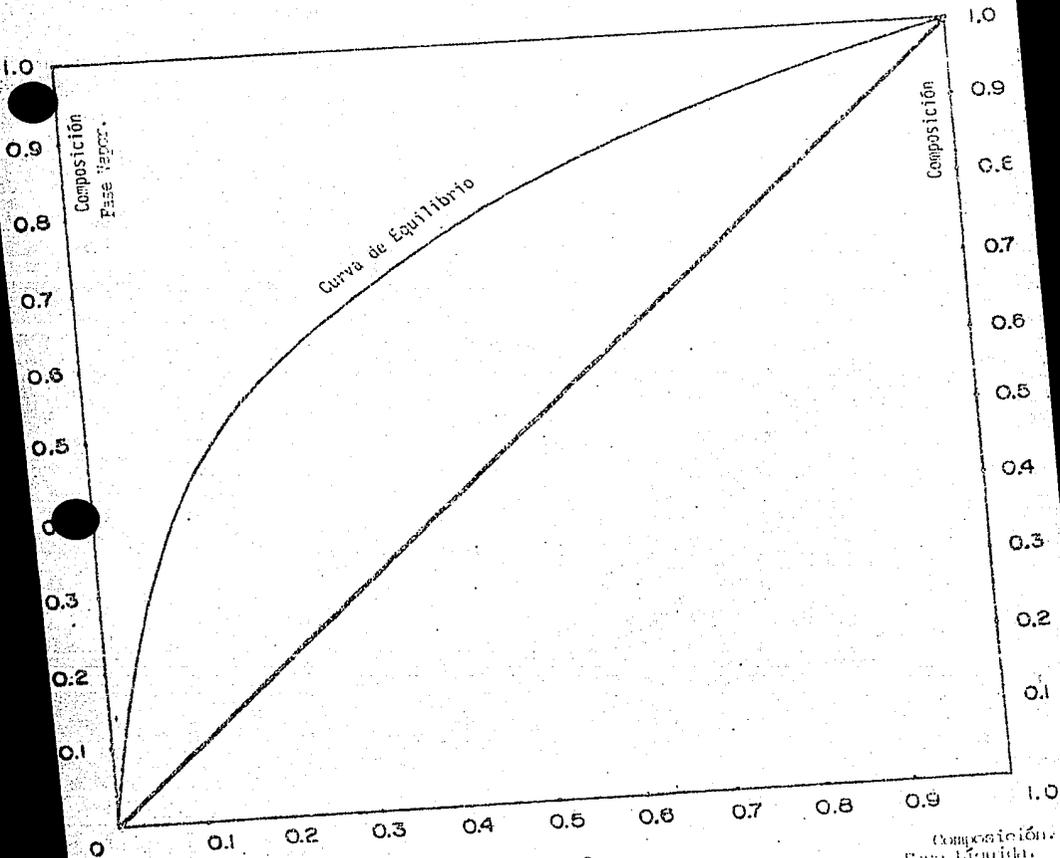


Fig. 1.2

Diagrama de Curva de Equilibrio. Sistema Metanol-Agua

(Perry, Chemical Engineers' Handbook. Equilibrium Data. Table 3.26)

Donde $P =$ presión total

$p_A, p_B =$ presión parcial de los componentes
A y B.

Para una mezcla de dos componentes se tiene:

$$Y = \frac{p_A}{P} \dots\dots\dots(3)$$

$$1 - Y = \frac{p_B}{P} \dots\dots\dots(4)$$

De acuerdo a la definición de presión parcial, la suma de las presiones parciales de una mezcla gaseosa es igual a la presión total.

Cuando una fase líquida de una composición definida está en equilibrio con una fase de vapor a una determinada presión y temperatura, la fase de vapor también tiene una composición definida.

Las presiones parciales de los componentes de la fase vapor se pueden calcular a partir de la composición de la fase de vapor utilizando la ecuación (2).

En general, la presión parcial de un componente cualquiera, depende de la temperatura, presión y de la composición del líquido.

Para una mezcla de dos componentes, la composición del líquido que da completamente definida por X_e . La fracción molar del componente A en el líquido en equilibrio, por consiguiente:

$$p_A = F (P, T, X_e) \dots\dots\dots(5)$$

Si la fase gaseosa se puede considerar como un gas ideal y se desprecia el efecto de la presión sobre las propiedades de la fase líquida (esta suposición es aceptable para moderados intervalos de presión), entonces la presión parcial es independiente de la total y depende de la temperatura y concentración del líquido, por tanto, a temperatura constante se tiene:

$$\bar{p}_A = f(T, X_e) \dots\dots\dots(6)$$

La función representada por f varía con la temperatura.

Si la fase líquida consta de sólo un componente, el A por ejemplo, la presión parcial de A, es igual a la presión del vapor de A puro y entonces:

$$\bar{p}_A = p_A \dots\dots\dots(7)$$

Siendo p_A la presión del componente A puro a la temperatura del Sistema.

A la ecuación 6 se le representa por lo general en forma -- gráfica de p_A contra X_e , de p_B contra X_B , o p_B contra $1 - X_e$. Una gráfica de este tipo se obtiene analizando las dos fases cuando están en equilibrio y calculando \bar{p}_A o \bar{p}_B mediante las ecuaciones - (2) y (4) dadas anteriormente.

Ley de Henry.

Para bajas concentraciones, la gráfica de \bar{p}_A frente a X_e pasa por

el origen y durante una corta distancia es una línea recta. La -- presión parcial viene dada por la relación:

$$\bar{p}_a = H_a X_e \dots\dots\dots(8)$$

La cual es la expresión matemática de la Ley de Henry.

Siendo H_a una constante que depende de la temperatura, del disolvente y en menor grado de la presión su valor y el intervalo de concentración en el que permanece constante sólo puede hallarse por experimentación.

Ley de Raoult.

Cuando una solución tiene una composición próxima a la del componente puro A, la presión parcial del componente A es proporcional a su concentración o sea:

$$\bar{p}_A = K X_e \dots\dots\dots(9)$$

Siendo K una constante.

Puesto que cuando $X_e = 1.0$; $P_A = \bar{p}_A$; $K = P_A$

$$\text{y } \bar{p}_A = P_A X_e \dots\dots\dots(10)$$

La misma regla expresada para el componente B

es:
$$\bar{p}_B = P_B (1 - X_e) \dots\dots\dots(II)$$

Las ecuaciones 8 y 9 son expresiones matemáticas de la Ley de Raoult, que establece que "La presión parcial de un componente en una solución es igual al producto de su presión de vapor en estado puro por su fracción molar en la solución".

En algunas mezclas la Ley de Raoult es aplicable a cada uno de los componentes en todo el intervalo de concentraciones desde 0 hasta 1, conociéndose a estas mezclas como ideales.

Las líneas de presión parcial-concentración son rectas:

Para soluciones ideales, las Leyes de Raoult y de Henry -- son idénticas, y la constante de la Ley de Henry para un determinado componente es igual a la presión de vapor de dicho componente.

En la práctica, pocas soluciones se comportan como ideales, especialmente las mezclas de sustancias de moléculas no polares -- del mismo tipo y de un tamaño aproximadamente igual como los hidrocarburos, aromáticos, etc.

Las mezclas de sustancias polares tales como el agua, alcohol y electrólitos, se apartan grandemente del comportamiento de las soluciones ideales.

La forma de las presiones parciales de la Ley de soluciones ideales, depende de la suposición de que la fase vapor se comporta como un gas ideal. Existen relaciones termodinámicas exactas para el tratamiento de todos los equilibrios líquido-vapor.

Curvas de Equilibrio y Diagramas de Punto de Ebullición.

La utilización de presiones parciales en los equilibrios -- líquido-vapor, constituye un medio de cálculo para la determinación de concentraciones. Por lo general, es más conveniente utilizar relaciones de equilibrio entre la fracción molar de un determinado componente en la fase vapor (Y_e) y la fracción molar del mismo componente en la fase líquida (X_e).

Para seguir la variación de temperatura en el proceso, resulta muy útil otra relación que recibe el nombre de Diagrama del Punto de Ebullición.

La fig. 1.3. representa el Diagrama del Punto de Ebullición a presión constante para las mezclas del componente A que hierve a la temperatura T_B . El componente A es el más volátil.

Las temperaturas se representan en ordenadas y las concentraciones en las abscisas, preferentemente en fracciones molares. El Diagrama consta de dos curvas cuyos extremos coinciden. Un punto cualquiera tal y como el y , situado sobre la línea superior, representa vapor que comienza a condensar a la temperatura T_1 .

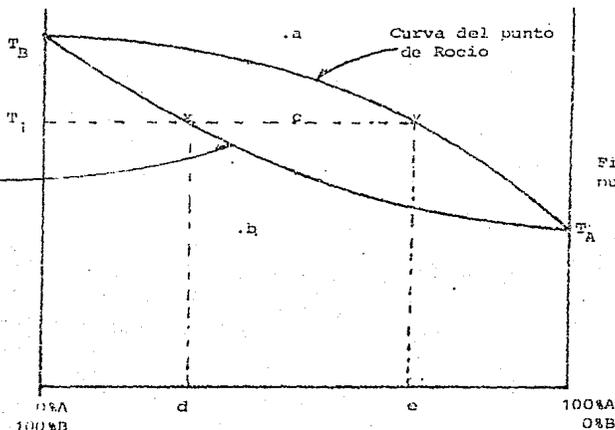


Fig. 1.3 Diagrama del punto de Ebullición.

La concentración de la primera gota del líquido que se forma, está representada por el punto d . La línea superior se llama - Curva del Punto de Rocío. Cualquier punto, tal como el x de la curva inferior, representa el líquido que comienza a hervir a la temperatura T_1 . La concentración de la primera burbuja de vapor que se forma, está representada por el punto e . La curva inferior se -

llama Curva del Punto de Burbuja. Dos puntos cualesquiera, situados sobre la misma línea horizontal, como x e y representan concentraciones de líquido y vapor en equilibrio, a la temperatura dada por sus ordenadas. Las abscisas de dichos puntos son por lo tanto, los valores correspondientes a X e Y. Todos los puntos situados por encima de la línea superior, como el punto a representan mezclas formadas totalmente por fase vapor. Los puntos situados por abajo de la línea inferior, análogamente, están formadas en su totalidad por líquido, como el punto b.

El punto c, en consecuencia, está formado parcialmente por líquido y por vapor.

Supóngase que una mezcla de concentración d se calienta lentamente. Comenzará a hervir a la temperatura T_1 . Si bien la primera burbuja que se forme tendrá la concentración representada por el punto e, en cuando se forme una cantidad apreciable de vapor, la concentración del líquido ya no será d, puesto que el vapor es más rico en el componente A que el líquido del que se forma, y por consiguiente, los puntos X e Y tienden a moverse hacia T_b .

Por lo general, el diagrama de ebullición, lo mismo que ocurre con la curva de equilibrio, se determina generalmente por experimentación.

Determinación del Diagrama del Punto de Ebullición a partir de la Ley de Raoult.

Si una mezcla sigue la Ley de Raoult, se puede calcular el Diagrama del Punto de Ebullición cuando se dispone de los datos de presión de las dos sustancias puras. Las ecuaciones que se utilizan son:

$$P_A X_e + P_e (1 - X_e) = P \dots\dots\dots(9)$$

$$Y_e = \frac{p_A}{p} X_e \quad \text{i-} Y_e = \frac{p_B}{p} (1 - X_e) \dots\dots\dots(10)$$

Basta con aplicar estas ecuaciones para varias temperaturas comprendidas entre los puntos de ebullición de los componentes puros y representar las curvas de T frente a X_e y de T frente a Y .

La curva de equilibrio, que es simplemente una gráfica de Y frente a X_e , se obtiene a partir de los mismos datos. Fig. 1.2.

Para el caso de una mezcla de Metanol-Agua, se indican las presiones de vapor de los dos componentes.

Operaciones de Etapas de Equilibrio.

Uno de los aparatos de transferencia de masa consta de un conjunto de unidades o etapas individuales conectadas entre sí, de manera que los materiales que intervienen en el proceso, van pasando a través de todas y cada una de las etapas. Las dos corrientes se mueven a contracorriente a través de toda la instalación; en cada etapa se ponen en contacto, se mezclan y posteriormente se separan.

Para que haya transferencia de masa es preciso que las corrientes que entran en una etapa no estén en equilibrio entre sí, ya que el alejamiento de las condiciones de equilibrio favorece la transferencia de masa. Las corrientes que salen, se van acercando al equilibrio mucho más de lo que estaban a la entrada.

Si la mezcla es tan eficaz que las corrientes alcanzan el equilibrio, a esta etapa se le define como etapa ideal. Los sistemas formados por varias etapas conectadas entre sí, se les denominan cascadas.

Sistema Típico de Destilación.

El objeto de la destilación, es separar mediante vaporización una mezcla líquida de sustancias miscibles en sus componentes individuales, o bien en algunos casos grupos de componentes.

Se ilustra un Sistema de Destilación continua en la Fig. --

1.4.

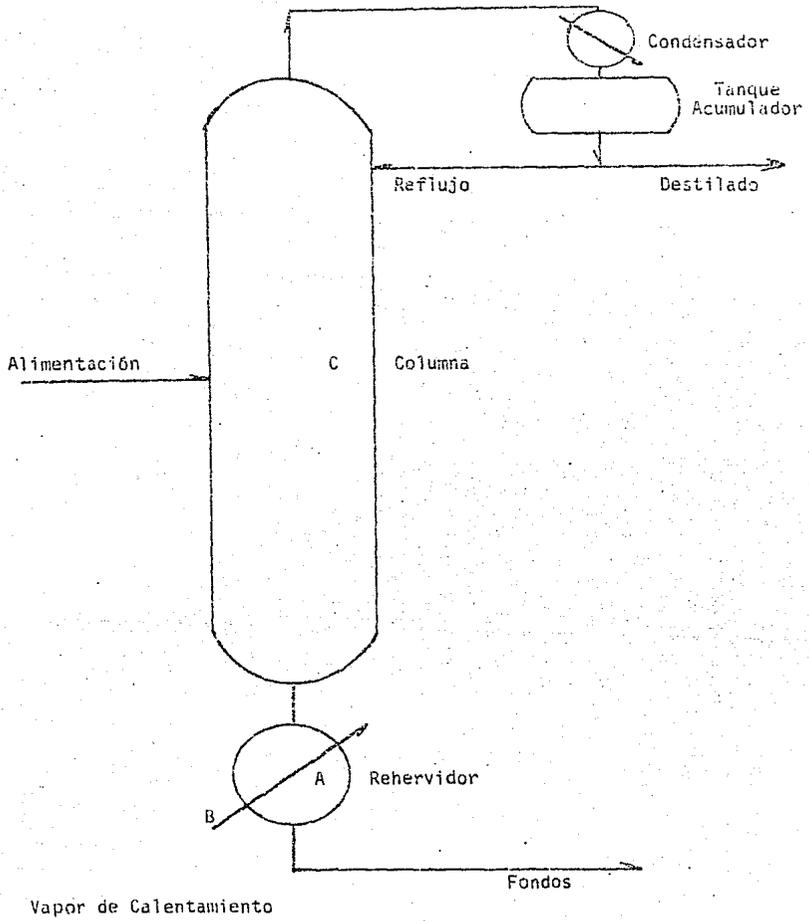


Fig. 1.4
Sistema Típico de Destilación Continua.

El rehervidor A se alimenta de forma continua con la mezcla líquida objeto de la destilación. El líquido se vaporiza parcialmente mediante el calor suministrado a través del medio de calentamiento B. El vapor que se forma en el rehervidor es más rico en el componente más volátil que en el líquido no vaporizado. Sin embargo, el vapor contiene cantidades sustanciales de los dos componentes y una vez condensado, dista mucho de ser una sustancia pura.

Para aumentar la concentración del componente más volátil en el vapor y separar el componente menos volátil, el vapor que sale del rehervidor se pone en contacto íntimo a contracorriente con una corriente descendente de líquido hirviendo en la columna o torre C. Por la parte superior de la columna, se introduce un líquido de alta concentración en el componente más volátil que se denomina reflujo.

El reflujo adquiere la temperatura de ebullición al ponerse en contacto con el vapor, y a través de la columna, el líquido y el vapor están a sus respectivas temperaturas de ebullición y condensación.

Para aumentar la concentración del componente más volátil - en el vapor, se necesita que el reflujo sea más rico en dicho componente que la concentración de equilibrio correspondiente al vapor que sale del renevidor. De esta manera, en todos los niveles de la columna hay una difusión espontánea del componente más volátil, desde el líquido hasta el vapor, vaporizándose al pasar de -- una fase a otra. El calor de vaporización del componente más volátil es suministrado por una cantidad igual de calor procedente de la condensación del componente menos volátil que se difunde espontáneamente desde el vapor hasta el líquido. A medida que el vapor asciende por la columna, se va enriqueciendo en el componente más volátil y análogamente, la concentración de líquido va aumentando en el componente menos volátil al descender por la columna.

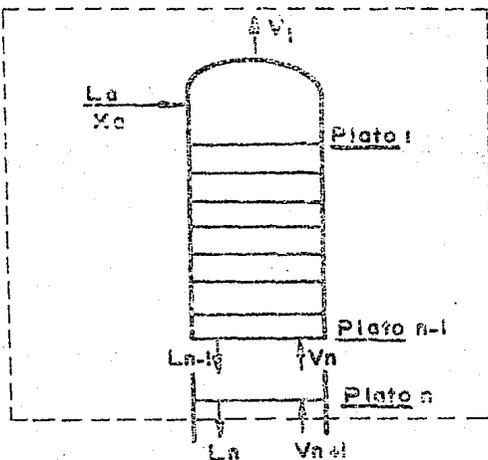
El enriquecimiento que experimenta la corriente de vapor, - al ponerse en contacto con el reflujo se denomina reactivación.

Una parte del destilado se retira como producto y el resto se devuelve a la columna. Siempre que no se forme un azeótropo, el vapor que sale del condensador puede ser tan puro como se desee, - con tal de utilizar una columna con una elevada cantidad de etapas de equilibrio y una relación de reflujo adecuada. El líquido que - se retira del rehervidor contiene prácticamente todo el componente menos volátil, sin embargo, no es un producto puro, puesto que el - Sistema de Destilación no contiene un número de etapas infinito para lograr la obtención del componente totalmente puro.

TERMINOLOGIA PARA LAS COLUMNAS DE DESTILACION.

Las Unidades individuales se enumeran seriadamente, comenzando por un extremo, normalmente siguiendo el sentido del flujo del líquido, es decir, de arriba hacia abajo. El número total de etapas es n , por lo tanto, la etapa n es la última. Para designar las corrientes y concentraciones pertenecientes a una etapa cualquiera, se utiliza como subíndice el número correspondiente a la etapa en que se originan dichas corrientes. Así, para un sistema de dos componentes, y_{n+1} es la fracción molar del componente A de la fase vapor que sale de la etapa $n+1$ y L_n es la velocidad de flujo molar de la fase L proveniente de la etapa n .

En la fig. 1.5 se representan las corrientes que entran y salen de la columna.



(Fig.1.5. Corrientes que entran y salen en una columna de destilación.)

BALANCE DE MATERIA

Considerando la parte de la cascada que comprende las etapas 1 a N, tal como se representa mediante la sección cerrada por la línea de trazo discontinuo, la entrada total de materia en esta sección es $L_A + V_{n+1}$ moles/hr y la salida total es $L_n + V_1$ moles/hr. Puesto que para el flujo en estado continuo no hay acumulación ni vaciamiento, la entrada y la salida son iguales, es decir:

$$L_A + V_{n+1} = L_n + V_1 \quad \dots\dots\dots(11)$$

La ecuación 11 es un balance total de materia. Se puede establecer otro balance igualando la entrada y salida del componente A. Considerando que el número de moles de este componente en una corriente es igual al producto de la velocidad de flujo por la fracción molar de A en la corriente, la entrada del componente A en la sección objeto de este estudio es:

$$L_A X_A + V_{n+1} Y_{n+1}$$

La salida es $L_n X_n + V_1 Y_1$

Igualando se tiene: $L_A X_A + V_{n+1} Y_{n+1} = L_n X_n + V_1 Y_1 \dots\dots(12)$

También se puede escribir un balance de materia para el componente B, pero dicha ecuación no es independiente de las ecs. 11 y 12. Si se restan estas ecuaciones, se obtiene la ecuación de balance de materia para el componente B.

Las ecuaciones 11 y 12 contienen toda la información que se puede -

obtener a partir del balance de materia aplicado a la sección considerada.

$$\text{Balance Total.} \quad L_A + V_B = L_B + B_A \dots\dots\dots(13)$$

$$\text{Balance para el comp. A} \quad L_A X_A + V_B Y_B = L_B X_B + V_A Y_A \dots\dots(14)$$

BALANCE DE ENTALPIA

El balance de energía se puede simplificar despreciando -- los términos de energía cinética y potencial. Si además el proceso es adiabático y no hay intervención de trabajo, se puede aplicar un sencillo balance de entalpia. Así, para las N primeras etapas de un sistema de dos componentes se tiene:

$$L_n H_L + V_{n+1} H_{V_{n+1}} = L_n H_{L_n} + V_n H_{V_n} \dots \dots \dots (15)$$

Siendo H_L y H_V las entalpias de las fases L y V respectivamente. Sus unidades deben ser las adecuadas.

Línea de Operación del Sistema.

El balance de materia para un componente es una relación entre X_n , la concentración de la fase líquida L que sale de una etapa de la columna y Y_{n+1} que es la concentración de la fase ligera que entra en dicha etapa. La ecuación 12 se puede escribir así:

$$Y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} X_n + \frac{V_n Y_n - L_n X_n}{V_{n+1}} \dots \dots \dots (16)$$

Como se observa, la ecuación 16 es una ecuación de una recta que puede representarse gráficamente en un plano cartesiano. Todos los puntos de la columna cuyas coordenadas sean análogas a Y_{n+1} y X_n tienen que estar situadas sobre esta curva. La línea que representa esta relación entre las concentraciones de las fases V y L para cada uno de los puntos de una cascada en contracorriente, recibe -

el nombre de línea de operación.

Los extremos de la columna están representados por dos puntos situados sobre la línea de operación y cuyas coordenadas son (X_a, Y_a) y (X_b, Y_b) , ésto se puede demostrar matemáticamente cuando $X_n = X_a$, $V_{n+1} = V_a$ sustituyendo en la ecuación 16.

$$Y_{n+1} = \frac{L_a X_a}{V_a} + \frac{V_a Y_a - L_a X_a}{V_a} = Y_a \dots\dots(17)$$

Lo cual indica que el punto (X_a, Y_a) , está situado sobre la línea de operación. Por otra parte, cuando $X_n = X_b$, $V_{n+1} = V_b$ sustituyendo en la ecuación 16 se tiene:

$$Y_{n+1} = \frac{L_b X_b}{V_b} + \frac{V_b Y_a - L_a X_a}{V_b} \dots\dots(18)$$

$$V_b Y_{n+1} + L_a X_a = L_b X_b + V_a Y_a \dots\dots(19)$$

Comparando esta ecuación con la ecuación 14, se deduce que $Y_{n+1} = Y_b$ de forma que el punto (X_b, Y_b) también está situado sobre la línea de operación.

Construcción de la línea de operación.- Para trazar una línea de operación es preciso disponer de información acerca de las corrientes V_{n+1} y L_n . Dos casos sencillos cubren la mayor parte de las situaciones que se encuentran en la práctica. En el primero de ellos; que generalmente se acepta en rectificación ni L ni V varían

apreciablemente de un plato a otro.

En este caso L_n y $V_n + 1$ de la ec. 16 son constantes y la línea de operación es recta, de manera que no hay problema para trazarla; bastan dos puntos.

Cuando la línea de operación es recta, su pendiente de acuerdo con la ecuación 16, viene dada por $\frac{L}{V}$.

O sea, la relación entre el flujo de la fase L y de la fase V. Para poner de manifiesto este hecho, el balance global se puede escribir en esta forma:

$$\frac{Y_b - Y_a}{X_b - X_a} = \frac{L}{V} \dots\dots\dots(20)$$

Determinación del Número de Etapas Ideales.

Esta determinación reviste gran importancia en el cálculo del número de etapas ideales que se necesitan en una cascada real para cubrir un determinado intervalo de concentración desde X_a hasta X_b o de Y_a hasta Y_b .

Si este número se calcula, y además se tiene información acerca de la eficiencia de las etapas, se puede calcular fácilmente el número de etapas reales.

Los métodos de cálculo más ilustrativos y de fácil comprensión, aunque involucran inexactitud, son los métodos gráficos de

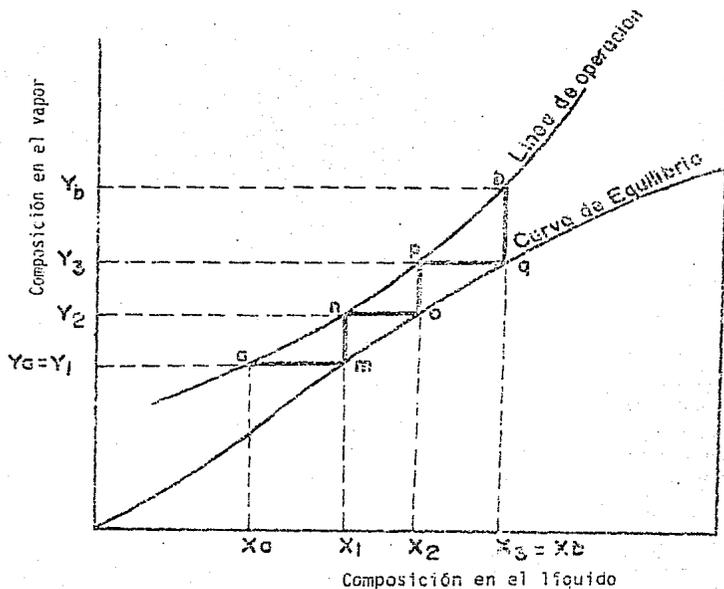


Fig. 1.6

Determinación del número de etapas ideales en un absorbedor.

(Mc Cabe-Thiele. Unit Operations Vol. II. Determinación gráfica del No. de etapas ideales.)

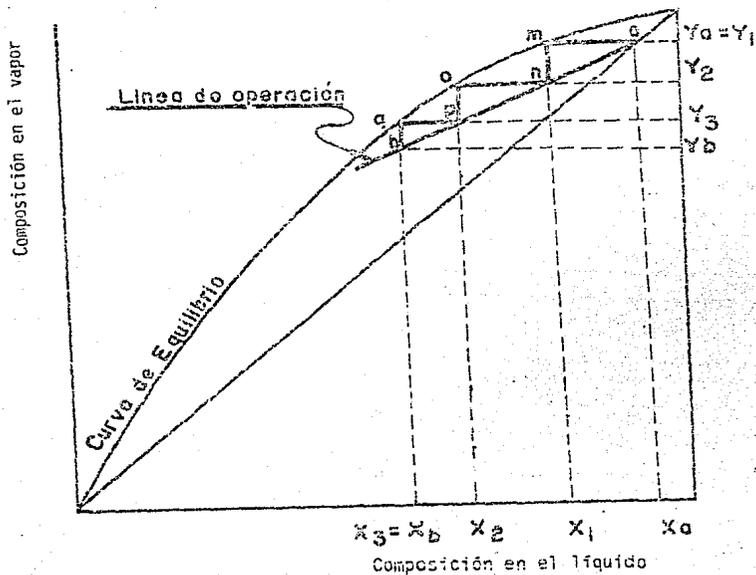


Fig. 1.7

Determinación del número de etapas ideales en una columna de rectificación.

(McCabe-Thiele, Unit Operations)

los cuales el método de McCabe Thiele es el más sencillo para la mayor parte de las mezclas binarias. Este método se basa en la utilización conjunta de la línea de operación y la línea de equilibrio, representadas ambas en el sistema cartesiano.

Las figs. 1.6 y 1.7 presentan la curva de equilibrio y la línea de operación para una unidad típica de etapas de contacto como es un absorbedor de gases o un rectificador.

Los extremos de la línea de operación son el punto a de coordenadas (X_a, Y_a) y el punto b de coordenadas (X_b, Y_b) .

Se desea determinar el número de etapas ideales para conseguir una variación de concentración de la fase líquida desde X_a hasta X_b .

La concentración de la fase gaseosa que sale de la etapa superior (etapa número 1) es Y_a o Y_1 . Si la etapa es ideal, la concentración del líquido que sale de la etapa 1 (que es X_1) tiene que estar situada sobre la línea de equilibrio. De acuerdo con esto, se fija el punto m que corresponde a la intersección de la horizontal que pasa por el punto a con la curva de equilibrio. La abscisa del punto m es X_1 . Se utiliza ahora la línea de operación que pasa por todos los puntos de coordenadas (X_n, Y_{n+1}) . Puesto que se conoce X_1 , entonces la ordenada Y_2 corresponde al punto n, cuyas coordenadas son (X_1, Y_2) y que se obtiene a partir de la intersección de la línea de operación con la vertical que pasa por el punto m.

El escalón o triángulo definido por los puntos a, m, n, representa la primera etapa ideal de esta columna.

La segunda etapa ideal se localiza gráficamente en el diagrama, repitiendo la misma construcción pasando horizontalmente -- hasta el punto o, de la curva de equilibrio y verticalmente hasta el punto p en la línea de operación, dicho punto tiene como coordenadas (X_2, Y_3) . Repitiendo nuevamente la construcción se obtiene la tercera etapa dada por el triángulo pqb.

Para el caso que se representa en la figura 1.6 y 1.7, la tercera etapa es la última, ya que la concentración del gas que sale de la misma es Y_b y la del líquido es X_b , que son las concentraciones extremas deseadas. Para esta separación se necesitan por lo tanto, tres etapas ideales.

Las figs. 1.6 y 1.7, indican también que X_b es la concentración del líquido que sale de una etapa imaginaria situada inmediatamente antes de la primera, o etapa 0.

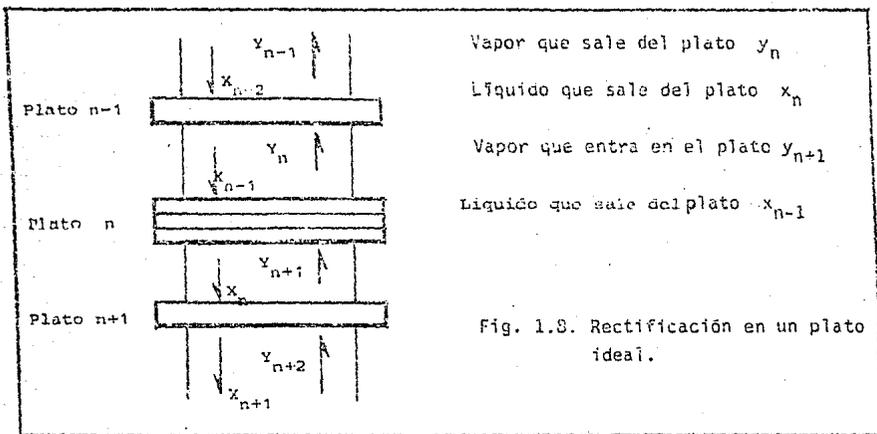
Por otra parte, Y_b es la concentración del vapor que sale de una etapa imaginaria situada inmediatamente después de la última. Así, en general, para una cascada de N etapas:

$$X_a = X_0, \quad X_b = X_n, \quad Y_a = Y_1, \quad Y_b = Y_{n+1}$$

La misma construcción se puede utilizar para determinar el número de etapas ideales que se necesitan en una cascada cualquiera, independientemente de que se trate de absorción de gases, rectificación, lixiviación o extracción líquido-líquido.

La destilación se puede llevar a cabo con o sin rectificación, en forma continua o discontinua. Este trabajo se enfoca hacia la destilación continua con rectificación. A la destilación -- que se lleva a cabo en una sola etapa, se le denomina Destilación de Equilibrio o de Flash. La Destilación de Flash es útil -- cuando se manejan dos componentes con gran diferencia en sus puntos de ebullición, no resulta útil cuando se manejan mezclas de -- componentes de volatilidad parecida. Mediante numerosas destilaciones sucesivas, se pueden obtener finalmente pequeñas cantidades de componentes puros, por lo que, este procedimiento no es útil desde el punto de vista industrial y comercial. Los métodos industriales y de laboratorio, se basan en la destilación con rectificación.

Rectificación en un plato ideal.- En un plato n , de una columna o cascada de platos ideales, se tienen las siguientes corrientes:



En el diagrama de Temperatura de ebullición que se da a continuación, se representan las cuatro concentraciones indicadas anteriormente. (Fig. 1.9).

De acuerdo con la definición de plato ideal, el vapor y el líquido que salen del plato n , están en equilibrio, de tal forma que X_n y Y_n representan las concentraciones en equilibrio. Puesto que las concentraciones de ambas fases aumentan con la altura de la columna X_{n-1} es mayor que X_n y Y_n es mayor que Y_{n-1} . Las corrientes que salen del plato están en equilibrio, pero en cambio, no lo están las que entran a él, según se puede apreciar en la Fig. 1.9. Cuando el vapor del plato $n+1$ y el líquido del plato $n-1$ se ponen en contacto íntimo, sus composiciones tienden a acercarse hacia el equilibrio, según se indica por las flechas.

En el líquido se vaporiza algo del componente más volátil A, disminuyendo su concentración desde X_{n-1} hasta X_n mientras que la fase vapor condensa algo del componente menos volátil B, -- con lo cual la concentración de vapor aumenta desde Y_{n+1} hasta Y_n . Puesto que las corrientes de líquido están a sus temperaturas de ebullición y las de vapor a sus temperaturas de condensación, el calor necesario para vaporizar el componente A, tiene que ser suministrado por el calor que se desprende de la condensación del componente B. Cada plato de la cascada actúa como un aparato de intercambio, en el cual el componente A se transfiere a la corriente de vapor, y el componente B a la corriente del líquido. Por otra parte, puesto que, tanto la concentración de líquido como la de vapor aumen

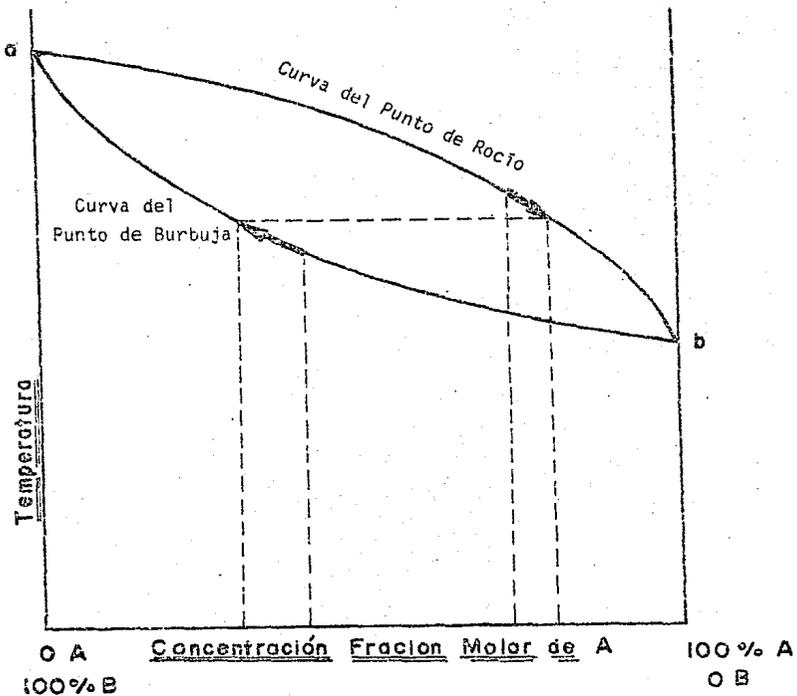


Fig. 1.9. Diagrama de Temperatura de Ebullición

(Perry. Chemical Engineers' Handbook .Equilibrium Data.)

tan a medida que se va ascendiendo en la columna, la temperatura va disminuyendo gradualmente, siendo la del plato n , mayor que la del plato $n-1$ y menor que la del plato $n+1$.

COMBINACION DE RECTIFICACION Y AGOTAMIENTO.- El sistema descrito en la Fig. 1.4, en el que la alimentación se introduce en el rehervidor, no permite obtener un producto de cola puro, debido a que el líquido del rehervidor no se somete a la rectificación. Esta limitación se supera introduciendo la alimentación en un plato central de la columna; de esta manera, el líquido desciende por la columna hacia el rehervidor, sometiéndose así a la acción rectificadora del vapor que asciende. Como el líquido que desciende se va agotando en el componente B prácticamente puro.

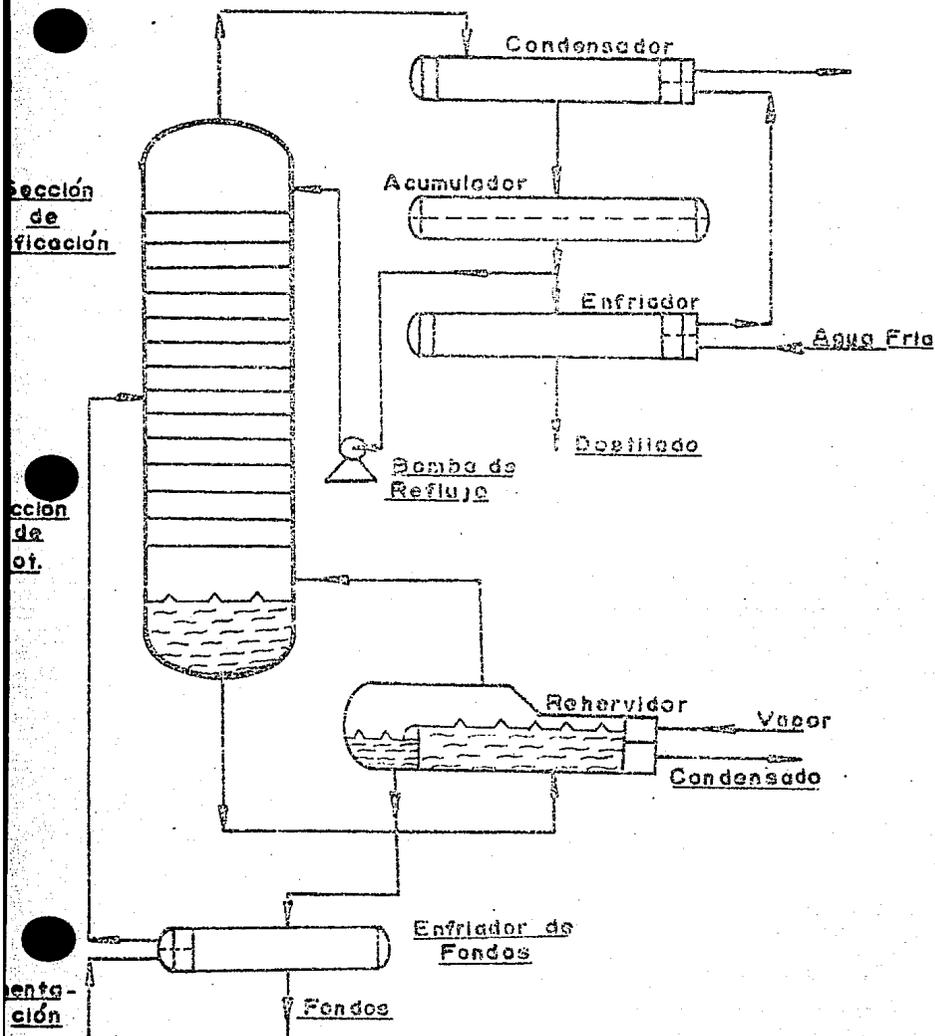
En la Fig. 1.10, se representa una columna típica de rectificación continua, equipada con los accesorios necesarios y que consta de las secciones de Rectificación y Agotamiento. La columna se alimenta en la parte central con una corriente de alimentación cuyo flujo, temperatura y concentración se conocen. El plato donde entra la alimentación, se conoce como plato de alimentación. Todos los platos situados por la parte de arriba constituyen la Sección de Rectificación; todos los platos situados hacia abajo, incluyendo el plato de alimentación, forman la Sección de Agotamiento.

La alimentación desciende hacia el fondo de la columna donde mantiene un determinado nivel de líquido, de aquí desciende por

gravedad hasta el rehervidor que es un vaporizador calentado con vapor de agua. En el rehervidor hay un rebosadero para retirar el producto de cola, el cual se puede enfriar intercambiando calor -- con la corriente de alimentación para precalentarla.

El vapor que asciende a través de la columna, se condensa totalmente en el condensador donde mantiene un nivel, parte del líquido es enviado al plato superior de la torre como Reflujo y parte se saca como producto de cabeza.

Fig. 1.10 Columna de Destilación Continua con Secciones
de Rectificación y Agotamiento



Sin reflujo no habrá rectificación en esta sección, y la concentración no sería mayor que la del vapor que sale del plato de alimentación. Si no hay azeótropo, los productos de cabeza y de cola pueden obtenerse en el grado de pureza que se desee, con tal de que se utilice un reflujo adecuado y un número suficiente de platos o etapas.

Diseño y características de Operación de las columnas de Platos.

Los factores fundamentales para el diseño y operación de las columnas de platos son: El número de etapas teóricas de equilibrio para obtener una determinada separación, el diámetro de la columna, el calor que hay que suministrar al rehervidor, el que hay que eliminar en el condensador el diseño del plato, la distancia entre platos, los tipos de platos o empaque, etc.

De acuerdo con los principios generales, el análisis del funcionamiento de una columna de rectificación se basa en los balances de materia y energía, los cuales se darán de una forma concreta, en la parte de Diseño del Proceso en la sección correspondiente a los mismos.

C A P I T U L O 2

D E S C R I P C I O N D E L E Q U I P O

2.1.- COLUMNA DE DESTILACION.

En este anteproyecto constituye la parte principal del mismo, ya que, como se observa, es el equipo en el cual se realiza la separación de los productos potencialmente valiosos, y su rendimiento e eficacia afectará en forma determinante la economía del proceso.

Las torres o columnas de destilación son los aparatos más eficaces utilizados para llevar a cabo las operaciones de transferencia de masa entre fases de vapor-líquido, debido principalmente a que es factible establecer dentro de su operación el flujo a contracorriente de los fluidos líquido y vapor, proporcionando una amplia superficie de contacto entre ambas fases.

Las columnas pueden clasificarse en dos categorías:

- Columnas de Platos y,
- Columnas de Relleno o Empacadas.

Las columnas de destilación de platos están constituidas por una carcasa cilíndrica vertical dentro de la cual se colocan cierto número de placas circulares llamadas platos, distribuidos a espacios iguales, como se observa en la Fig. 2.1 que conectados entre sí, forman una cascada. Es conveniente localizar la atención sobre las corrientes que circulan entre las unidades individuales. Una unidad recibe dos corrientes, una fase vapor V y una fase líquido L procedentes de unidades adyacentes, las cuales se ponen en contacto íntimo, efectuándose de esta manera, la transferencia de masa en esta etapa.

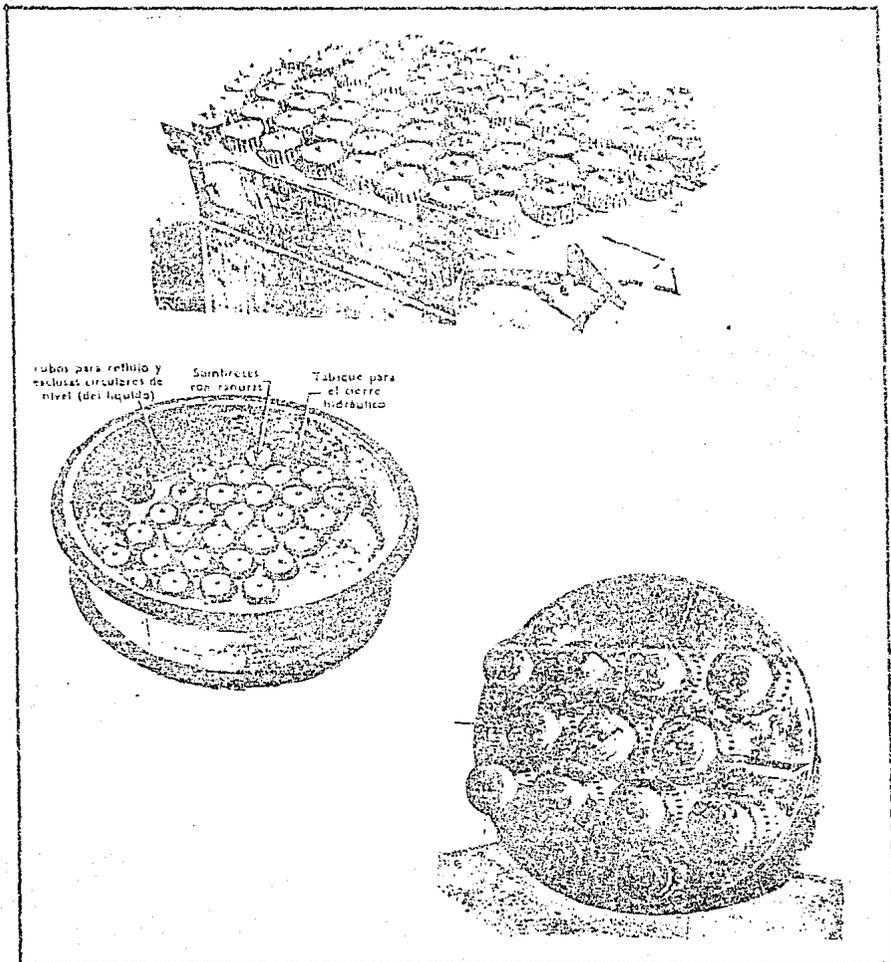


Fig. 2.1

Platos de capuchas o Campanas.

Aunque existe una extensa variedad de diseños, tanto en los platos, como en sus accesorios, finalmente, el principio de funcionamiento es el mismo para todas.

Debido a que el plato es el elemento fundamental en la operación de transferencia de masa dentro de la columna, la investigación y el desarrollo de la tecnología de los mismos, ha evolucionado grandemente. A continuación se citan los principales tipos de platos más utilizados en la industria:

- Platos de Capuchas.
- Platos perforados.
- Platos de Válvulas.

Platos de Capuchas.- Este tipo de plato fue utilizado ampliamente hasta la década de los años 50's, siendo reemplazados actualmente por diseños más eficientes. El elemento dispersor es una capucha.

En estos platos, el vapor asciende a través de tubos elevados de vapor dentro de la capucha, saliendo por las escotillas y burbujeando en el líquido que lo rodea en el plato. El burbujeo del gas efectúa el contacto entre ambas fases. El líquido fluye sobre las capuchas y el vertedero, descendiendo por la bajante hacia el plato inferior. Este tipo de accesorio se ilustra plenamente en la Fig. 2.2.

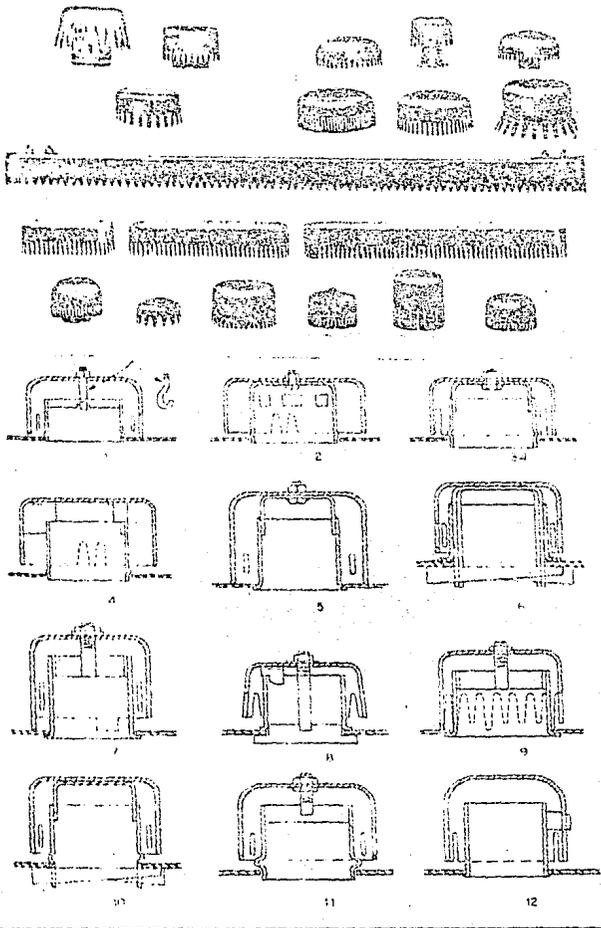


Fig. 2.2

Tipos de Capuchas.

(Van Winkle. Bubble Cap Tray Design)

Platos Perforados.- En la Fig. 2.3, se representa un plato perforado. Consta de una bandeja horizontal A, provista de un tubo descendente C, cuya parte superior actúa como rebosadero, y de numerosos orificios B.

Todos los orificios tienen el mismo diámetro. El tubo descendente D, que procede de la bandeja superior, llega casi hasta la bandeja A. El líquido desciende de un plato a otro, bajando por los tubos D y C. El rebosadero mantiene sobre la bandeja una altura mínima de líquido que es prácticamente independiente de la velocidad de flujo de líquido. El vapor asciende de una bandeja a otra a través de las perforaciones.

La velocidad del vapor a través de las perforaciones, es lo suficientemente grande para evitar el goteo del líquido a través de los orificios. El vapor se subdivide en un gran número de burbujas pequeñas que se ponen en íntimo contacto con la carga del líquido contenido en la bandeja. Debido a la acción de las burbujas de vapor, el líquido forma una masa espumosa a ebullición. Entre el nivel de la espuma y el plato superior, se forma una niebla debido a la ruptura de las burbujas, algo de esta niebla es arrastrada hacia el plato por el vapor, repitiéndose este ciclo en todas las etapas restantes.

Platos de Válvulas.- Son platos perforados sobre cuyas aberturas se instalan válvulas móviles que actúan como válvulas check, las cuales se levantan por acción del vapor hasta una altura determinada. En el diseño de platos de válvulas, generalmente se instalan -

instalan válvulas ligeras y pesadas.

Con flujos de vapor bajos, se levantan primero las válvulas ligeras, y si el flujo aumenta, entonces se irán abriendo progresivamente las más pesadas hasta llegar a su posición de abertura -- máxima.

Las válvulas se ajustan perfectamente sobre las perforaciones, de manera que hacen innecesario el uso de empaques. El líquido que fluye a través de los platos, es penetrado completamente -- por el vapor favoreciéndose así la transferencia de masa.

Los platos de válvulas han tenido una gran aceptación en las operaciones de transferencia de masa por contar con las siguientes ventajas:

- 1.- Relación Capacidad/Eficiencia.- Pueden manejar cargas -- hasta 10% mayores que los platos perforados y de 15 a -- 20% más carga que los platos con capuchas a eficiencias mayores, lo cual permite una mayor flexibilidad de operación.
- 2.- Menor Costo.- Los platos de válvulas tienen un costo inicial equivalente al 50-65% de los platos de capuchas. Se pueden obtener ahorros adicionales por su mayor eficiencia, lo cual puede generar diámetros menores, menor número de platos y/o menores relaciones de reflujo.
- 3.- Bajos costos de instalación por sus pocos requerimientos.

4.- Caída de presión baja.

5.- Mantenimiento mínimo.

Existe amplia variedad de diseños comerciales de platos de válvulas, todos ellos fabricados bajo patente.

Los Platos de Válvulas se ilustran en la Fig. 2.4 y 2.4-Bis.

-Columnas de Destilación Empacadas o de Relleno.

Las columnas empacadas o de relleno, Fig. 2.5 contienen un material de empaque que sustituye a los platos, el cual está sostenido por un enrejado o parrilla, situado en el fondo de la torre.

Los cambios en la concentración de los componentes en una columna empacada son continuos, en lugar de forma escalonada como ocurre en la de platos.

La gama de selección de este tipo de equipo es muy extensa, especialmente por la gran variedad de diseño en el material de relleno.

Las columnas empacadas, usadas en los procesos de destilación, son con frecuencia bastante competitivas respecto a las columnas de platos, especialmente en los casos donde la caída de presión es baja, y donde la retención de líquido es pequeña, como en la destilación de materiales sensibles al calor.

También existen empaques muy efectivos para usarse en trabajos de gran escala, los cuales con sólo unos pocos pies cúbicos de empaque, dan un equivalente a muchas etapas de transferencia.

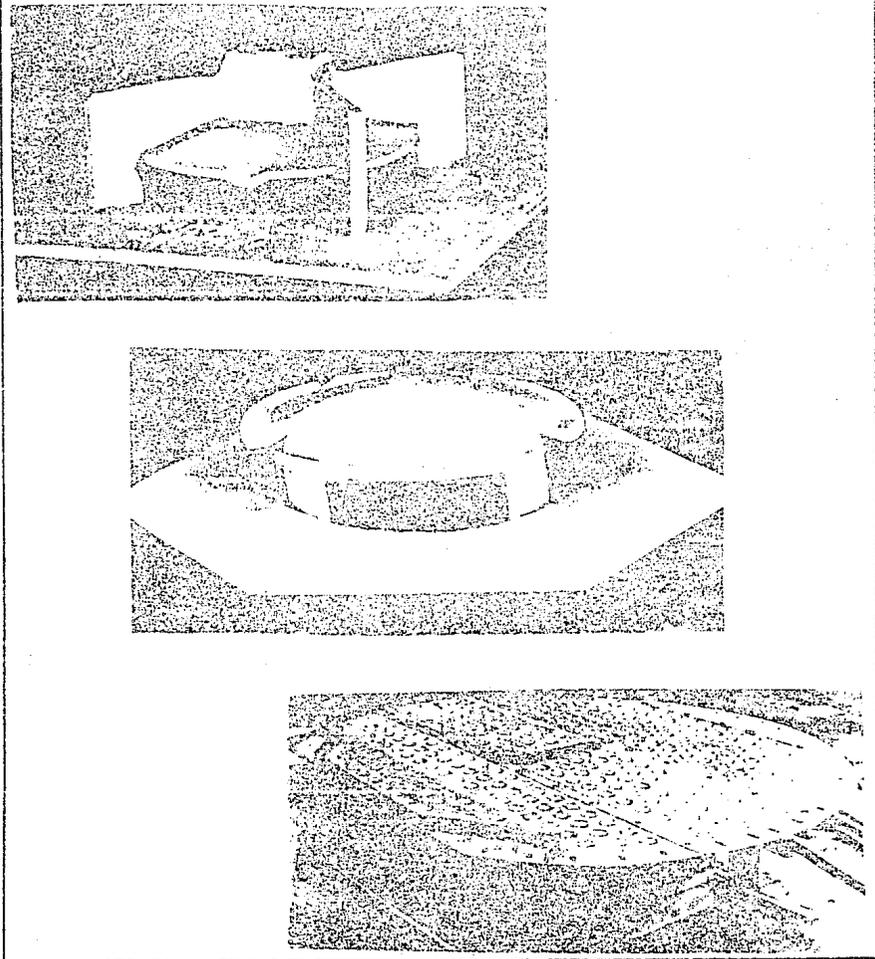


Fig. 2.4

Válvulas y Platos de Válvulas

(Van Winkle. Distillation. Fractionating Plate and Column Design)

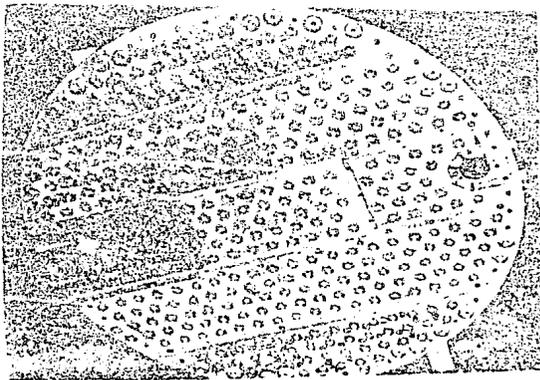
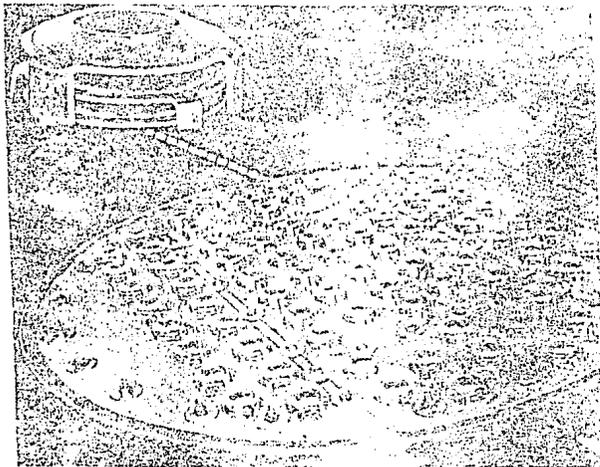


Fig. 2.4-Bis
Platos de Válvulas

(Van Winkle, Distillation. Fractionating Plate and Column Design)

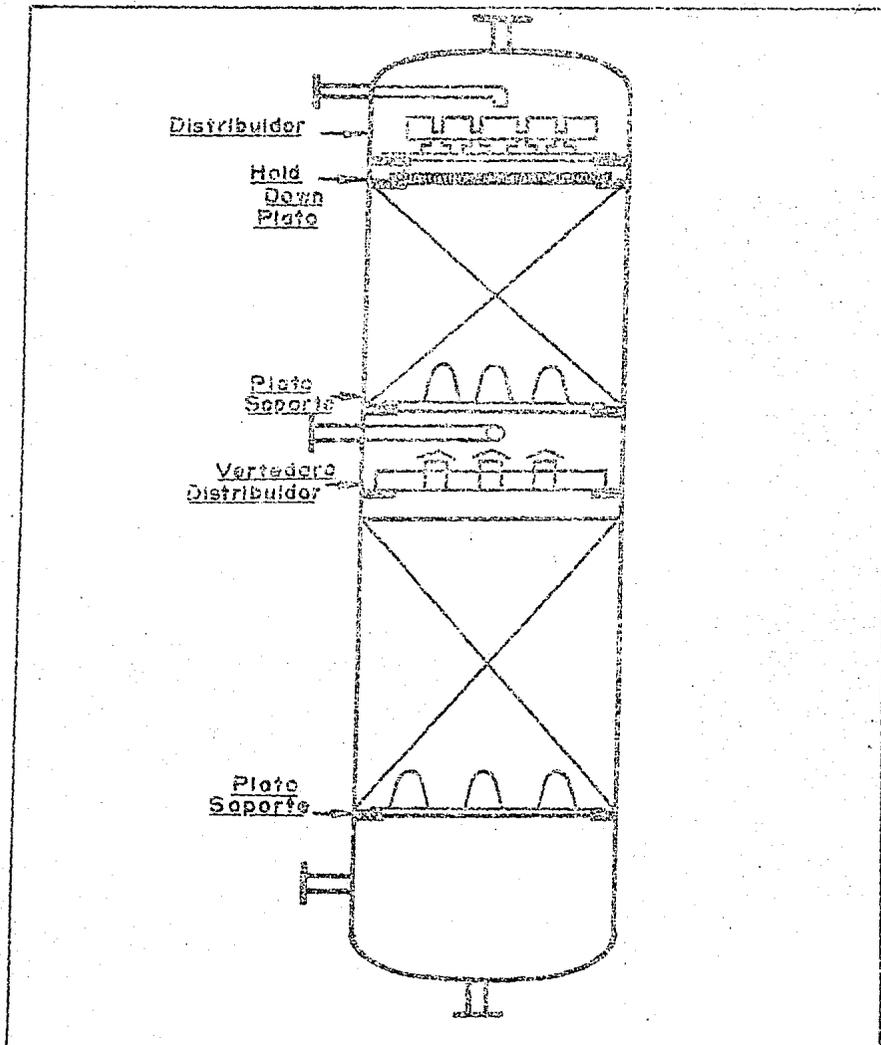
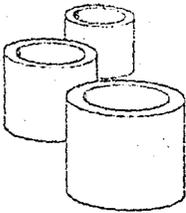
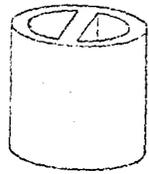


Fig. 2.5

DIAGRAMA DE COLUMNA EMPACADA



(a)



(b)



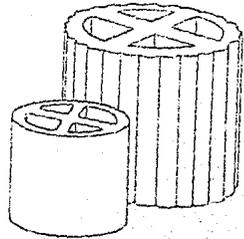
(c)



(d)



(e)



(f)

a) Anillos Raschig.

b) Anillo Lessing.

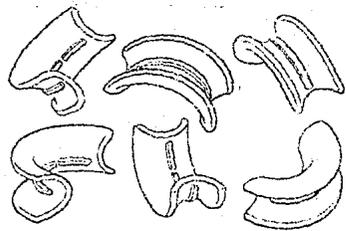
c)

d) Anillos Pall.

e) Anillos de cruz.



(a)



(b)

a) Monturas Berl.

b) Monturas Intalox.

Fig. 2.6.
Diferentes tipos de Empaques.

(Van Winkle. Distillation. Packing Column Design. Mc Graw Hill Co.)

Tipos de Empaque.

Para seleccionar el empaque apropiado en una columna de destilación, deben considerarse factores tales como: la capacidad, -- eficiencia, flexibilidad, costo, caída de presión y características propias de los empaques (resistencia química, esfuerzo estructural admisible).

Por mucho tiempo, los empaques más usados fueron los anillos Raschig y las Monturas Berl. Actualmente se utilizan otros tipos de empaque, debido principalmente a su mayor eficiencia. A continuación se describe brevemente los diferentes tipos de empaques:

- Anillos Raschig.
- Monturas Berl.
- Monturas Intalox.
- Anillos Pall.
- Anillo Hy-Pak.

- Anillos Raschig.- Este tipo de empaque fue el más usado, por ser más barato, pero de menor capacidad y eficiencia que otros. Su característica física principal es que la altura es igual al -- diámetro externo.

El espesor varía por el material y el fabricante, siendo más eficientes para la operación de transferencia de masa, aquellos de pared delgada.

La capacidad y eficiencia de los anillos Raschig, se hacen -- imprescindibles cuando el diámetro de la torre es mayor que 30 ve-

ces el diámetro del empaque.

- Monturas Berl.- Es una mejora de los empaques de tipo anillo y ha tenido un amplio uso; aunque han sido casi sustituidas por las Monturas Intalox, se utilizan donde es tolerable una caída de presión alta. Su forma aerodinámica es susceptible de mojado, lo cual le da ventaja sobre el Anillo Raschig. No presenta tendencia a desviar el flujo del líquido hacia las paredes. Entre sus desventajas se pueden citar su costo más alto que los Raschig y su tendencia a la formación de conglomerados más o menos compactos que disminuyen su eficiencia.

Monturas Intalox.- Se puede considerar como una mejora de las Monturas Berl, eliminando la posibilidad de formación de agregados. Las caídas de presión son pequeñas respecto a otros empaques. Su eficiencia es constante y mayor que la observada en los Anillos Raschig y Monturas Berl. Es más cara que la Montura Berl, presentando menores problemas de erosión mecánica por su constitución vitrificada.

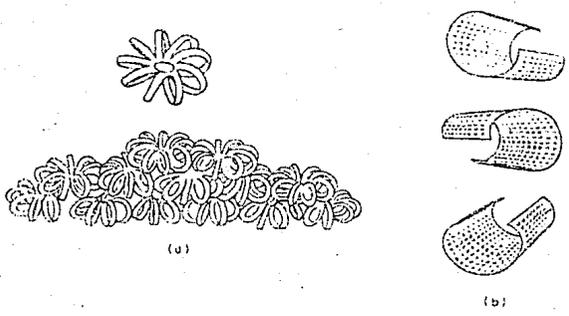
- Anillos Pall.- Es el tipo de anillo más eficiente usado a escala industrial a excepción del Anillo Hy-Pak, siendo más económico el de tipo metálico. Sus propiedades se deben al eficiente uso de su área interna, lo que se logra mediante ranuras con las secciones metálicas cortadas hacia adentro. No presenta migración de líquido hacia las paredes del recipiente. Para el mismo tamaño nominal, los Anillos Pall, tienen una capacidad de 50 a 100% mayor

y una caída de presión de 50 a 70% menor que los Rasching. La eficiencia que exhiben respecto a estos últimos en el punto de carga (punto de máxima eficiencia) es mayor entre 10 y 50%, además de ser constante en un rango de flujo más amplio. Se fabrican en cerámica, porcelana, química, acero al carbón, carbón, plástico y en cualquier otro metal o aleación laminable en tamaños de 5/8" hasta 4".

- Anillos Hy-Pak.- Son una mejora de los anillos Pall por su configuración interna que presentan respecto a los anteriores. Son más eficientes y de mayor capacidad, y con mejor distribución de líquido.

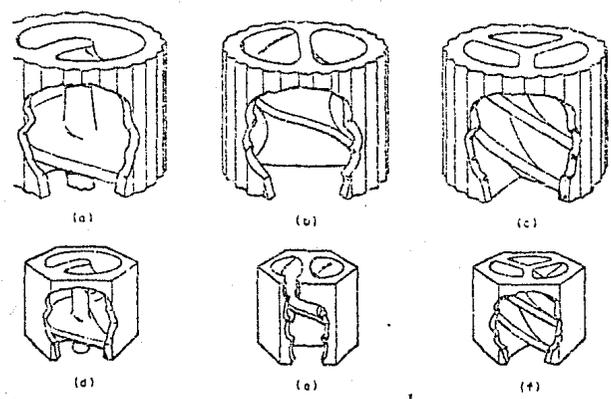
En cuanto a capacidad, para un diámetro de torre y una caída de presión fijos, presentan un 10% más que los Pall, favoreciendo el diseño de corazas de torre más económicas.

En la Fig. 2.6, se muestran los diferentes tipos de empaque existentes en el mercado.



a) Telereta

b) Empaque protuberado



a) Empaques de Anillos en Espiral a) Espiral Sencilla b) Espiral doble c) Espiral triple d) Hexagonal, espiral sencilla e) Hexagonal espiral doble f) Hexagonal espiral triple.

Fig. 2.6 Bis. Tipos de Empaque.

(Treybal. Mass Transfer Operations. Gas-Liquid Operations)

INTERNOS DE LAS TORRES EMPACADAS.

Además del uso de un empaque adecuado para una operación de transferencia de una masa en una columna de destilación, es de vital importancia conocer los accesorios internos de los cuales -- también existe una gama extensa, citándose los siguientes:

- Soportes de Empaque.
- Hold down Plates.
- Limitadores de Cama.
- Distribuidores de líquido.
- Redistribuidores de líquido.

- Soportes de Empaque.- El primer requerimiento que debe cumplir el soporte de empaque es el de sostener la cama empacada. Debiendo contar con un alto porcentaje de área libre para que no restrinja el flujo de líquido y vapor. Lo anterior redundo en que el plato de soporte, se inunde a flujos mayores que el empaque que sostiene. Debe ser diseñado para que se pueda meter fácilmente a la torre y además, en materiales resistentes al ambiente esperado en el servicio.

Existe una amplia variedad de soportes, siendo los más comunes los de tipo "inyección de gas", los cuales están diseñados con vías de flujo separadas para el líquido y el vapor. El líquido fluye hacia abajo por las ranuras colocadas en los valles, y el vapor asciende a través de las ranuras de las crestas.

-Hold Down Plates.- El Hold down plate se usa únicamente en torres con empaque cerámico o de carbón. Su función es evitar que las capas superiores de empaque se fluidicen durante los períodos de operación con altas caídas de presión o con flujo de vapor variable, logrando con ésto que no se rompan y no disminuya la capacidad del lecho para conducir los fluidos (o aumente la caída de presión). Se coloca sobre la cama de empaque sin sujetarse a la pared de la torre, restringe el movimiento únicamente por la acción de su peso.

-Limitadores de Cama.- Este interno, se utiliza exclusivamente en torres con empaque metálico o plástico, siendo su propósito, evitar la expansión de la cama empacada cuando se operan altas caídas de presión o con cambios súbitos en el flujo de vapor. Los limitadores de cama siempre se sujetan a las paredes de la torre, y se diseñan con una malla para evitar el paso de piezas individuales - de empaque, son más ligeros que los Hold Down Plates.

-Distribuidores de líquido.- Los distribuidores de líquido se deben usar en todos aquellos lugares de una torre empacada, donde exista alimentación líquida externa. En torres de absorción o agotamiento, sólo requieren de uno, las de destilación, requieren al menos dos. Este dispositivo se coloca en la parte superior del lecho empacado a una distancia de 6 a 12" del anterior.

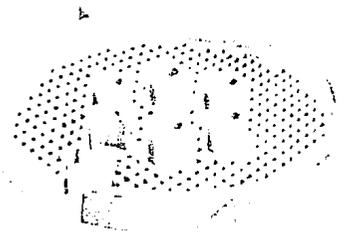
Las características que debe poseer un distribuidor de líquido son:

- Distribución uniforme de líquido.
- Resistencia al taponamiento y al ensuciamiento.
- Alto valor de la relación Flujo Máx./Flujo Mín.
- Adaptabilidad para fabricarse de diferentes materiales de construcción.
- Gran área libre para flujo de vapor.
- Construcción seccional (modular) para su instalación a través de registros de hombre.

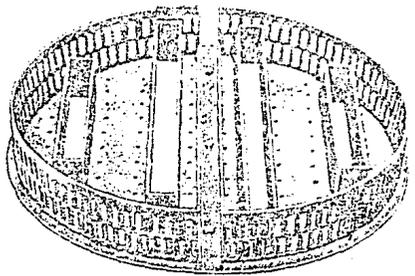
La distribución de líquido a través del empaque es uno de los factores de más importancia en su eficiencia operacional (METP o HTU). Para torres de diámetro mayor o igual a 4 pies, se requieren distribuidores de líquido que tengan al menos cuatro puntos de distribución por pie cuadrado de sección transversal de empaque. En torres de diámetro de 2,5 a 4 pies, se requieren distribuidores que tengan 16 puntos de distribución por ft^2 . Para diámetro menor de 2.5 ft, se deben usar distribuidores con 32 puntos por ft^2 .

Los distribuidores de líquido, se soportan sobre aros soldados a las paredes de la torre, bien alineados.

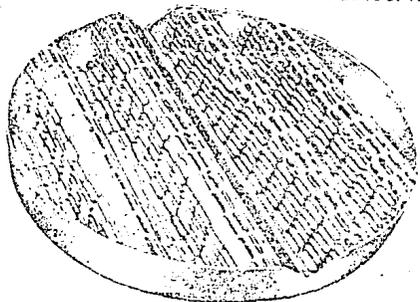
- Redistribuidores de líquido.- La redistribución de líquido en una torre empacada, es otro factor importante en su eficiencia operacional (H.E.T.P. o H.T.U.). Todos los empaques que se utilizan actualmente en la Industria Química y Petroquímica, orientan en mayor o menor grado, el flujo de líquido hacia la pared de la torre, por lo que en torres de gran altura es necesario colocar redistribuidores. La Fig. 2.7 ilustra los diferentes tipos de intentos.



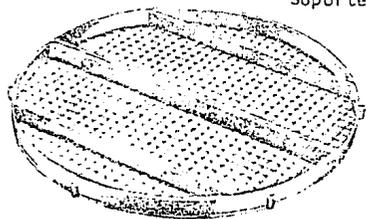
Distribuidor



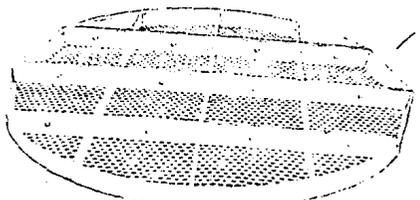
Redistribuidor



Soporte de Empaque



Plato Hold Down



Limitador de Cama Empacada

Fig. 2.7.
Internos de una Torre Empacada

(Norton. Packed Tower Internals. Bulletin TA- 80R)

CRITERIOS DE SELECCIÓN DE COLUMNAS.

No es posible fijar criterios definitivos para decidir cuán do es más conveniente el uso de una torre empacada sobre una de -- platos, ya que son muchos los factores que deben considerarse. Como una guía pueden tomarse en cuenta las siguientes consideracio-- nes:

1.- Cuando se tratan líquidos y vapores corrosivos, generall mente la columna empacada resulta más económica que la de platos.

2.- Cuando para el servicio de transferencia de masa, se re quiera una torre de platos de diámetro menor a dos pies, hay que - considerar la alternativa de utilizar una columna empacada.

3.- Para servicios de destilación a vacío, se pueden tener caídas de presión menores en torres empacadas que en la de platos.

4.- Cuando la velocidad del líquido es pequeña, el problema de distribución aumenta en las torres empacadas, lo cual no sucede en la de platos.

5.- El costo de capital de una torre empacada para grandes diámetros, es mayor que la de su equivalente en platos. Inviertiéndose por lo general el resultado para diámetros pequeños.

6.- En servicios con presión superior a la atmosférica, la eficiencia de las columnas de platos es mayor que la empacada.

7.- Los empaques con la carga, presentan grandes variaciones en su eficiencia, como consecuencia, su flexibilidad es menor.

8.- Los empaques de paredes metálicas delgadas (anillos -- Pall) en especial de 1 y 2", dan capacidades comparables con los platos.

9.- Para sistemas espumantes, las columnas empacadas presen tan ventajas sobre las de platos, ya que, en aquellas, la espuma formada tiende a romperse.

10.- En sistemas que contienen lodos o sólidos, la mejor se lección son las columnas de platos.

11.- Si los componentes del sistema, tienen puntos de ebu- llición cercanos, es mejor utilizar columnas empacadas.

12.- Si el sistema es viscoso o sensible a la temperatura, las columnas empacadas aventajan a las de platos.

13.- En sistemas que involucran altos calores de solución o reacción, son preferibles las de platos.

14.- El peso de un sistema empacado es por lo general ma- yor que el de una columna de platos para el mismo servicio.

15.- En la extracción de productos como en columnas de des tilación primaria del petróleo crudo, se prefieren las columnas - de platos.

16.- La columna empacada puede construirse y ponerse en -- servicio en menos tiempo que la de platos.

2.2.- Equipo de Transferencia de Calor.

La Transferencia de calor es una transferencia de energía - que se utiliza ampliamente en cualquier industria de procesos químicos. Existen dos mecanismos de transferencia de calor:

Molecular.- Transferencia mediante acción molecular que se denomina conducción.

Turbulento.- La transferencia de calor mediante un proceso de mezclado, llamándosele convección.

Un tercer mecanismo de transferencia de calor que no ha sido discutido en la radiación, que utiliza ondas electromagnéticas para transferir energía térmica desde una fuente caliente, hacia - un receptor que se encuentra a una temperatura más baja. La radiación puede ocurrir simultánea o independientemente de los otros -- dos mecanismos de transferencia.

Considerando únicamente los dos primeros mecanismos en el - presente trabajo.

Los dispositivos mediante los cuales se hace la transferencia de calor, son los cambiadores de calor.

Existe en la práctica, un número ilimitado de diseños de -- cambiadores de calor, sin embargo, la característica común de todos estos aparatos, es que, la transferencia de calor se hace de - una fase caliente a una fase fría, y que las dos fases están separadas por una pared sólida.

Los cambiadores de calor en términos generales, se clasifican en dos grupos:

- Cambiadores de Tubería Doble.
- Cambiadores de Coraza y Haz de Tubos.

Cambiadores de Tubería Doble.- Es el tipo de cambiadores de calor más sencillo que existe, se muestra en la Fig. 2.8. Consta de dos tubos concéntricos con un fluido que va a través del tubo central, en tanto que el otro fluido circula a contracorriente dentro del espacio anular. La longitud de cada sección, está limitada por lo general a longitudes estandarizadas de tubo.

Si se requiere una superficie apreciable de transferencia de calor, se emplean con frecuencia los bancos o secciones de cambiadores. Si el área de transferencia requerida fuera demasiado grande, entonces este tipo de cambiador no es recomendable, se utilizaría el cambiador de coraza y tubos.

Los cambiadores de doble tubo, se pueden utilizar en el intercambio líquido-líquido, líquido-gas. Los materiales de construcción pueden variar dependiendo de los fluidos a manejar.

Cambiadores de Coraza y Haz de Tubos.- Cuando se requiere una gran superficie de transferencia de calor, el tipo recomendable de cambiador es el de Haz de Tubos dentro de una coraza o envolvente.

En este tipo de intercambiadores, se pueden obtener grandes superficies de transferencia en forma económica y práctica; las terminales de los tubos se encuentran montadas en una placa o espejo, con lo cual el conjunto de tubos recibe el nombre de Haz. Para

fijar las terminales de los tubos a las placas, se utiliza por lo general una expansión del tubo dentro del orificio que lo mantiene.

La Coraza o Envoltente es un recipiente de forma cilíndrica. Un fluido fluye dentro de los tubos y el otro por la coraza.

Se ilustra un Cambiador de Calor de Coraza y Tubos en la Fig. 2.9, el cual tiene un paso del lado de los tubos y un paso del lado de la coraza. El fluido que entra por el lado de los tubos, entra al cabezal, donde se distribuye a través del Haz, siguiendo un flujo paralelo, y deja la unidad a través del otro cabezal. Cualquiera de las dos fases, la caliente o la fría, pueden fluir a través de la coraza o de los tubos. El flujo en paralelo a velocidades bajas, produce un coeficiente de transferencia de calor pequeño. Para velocidades más elevadas de transferencia de calor, se emplean pasos múltiples como en el caso del cambiador de la Fig. 2.10. En este tipo de construcción, el fluido de los tubos está diversificado por medio de deflectores. El líquido pasa hacia adelante y hacia atrás a través de los tubos a alta velocidad, lo cual da como resultado coeficientes de transferencia de calor elevados. El número de pasos en los tubos depende de factores económicos de diseño, de la operación y del espacio disponible. La complejidad en el diseño, da como consecuencia altos costos de fabricación que deben balancearse con un aumento en la eficiencia.

Otra desventaja de los cambiadores de pasos múltiples, es la pérdida de presión adicional debida a la fricción por altas velocidades lineales, y las pérdidas en los cabezales de entrada y salida.

Sóloamente un balance económico puede indicar el diseño más juicioso.

Los dos cambiadores de calor ilustrados indican que la limpieza en los tubos y en la coraza es difícil. Además, puesto que existen diferencias de temperaturas considerables entre los dos fluidos que cambian calor, es de esperarse una dilatación térmica ineludible. Por lo tanto, para facilitar labores de limpieza y permitir la dilatación, se suelen utilizar cabezales flotantes como los que se aprecian en la Fig. 2.10. En ellos, uno de los espejos es independiente de la coraza, así que el haz de tubos completo puede quitarse y sacarse del cilindro, lo cual facilita la dilatación entre la coraza y los tubos.

La selección del tipo de cambiador depende de un gran número de factores como son el costo, la facilidad de limpieza, diferencias de temperaturas, corrosión, presión de operación, caída de presión y riesgos. Los grandes cambiadores de calor se diseñan para una aplicación particular, pero los pequeños se pueden utilizar en aplicaciones muy diversas.

La naturaleza del fluido de la coraza es importante, y es factor decisivo en la selección. Puesto que del lado de la coraza es difícil de limpiar, se debe escoger para ella, el fluido más limpio y menos corrosivo cuando se maneja un fluido corrosivo en un cambiador de calor, por lo general se hace fluir dentro de los tubos para eliminar el problema de construir una coraza con aleaciones costosas.

Otro factor que debe considerarse, es la viscosidad del -- fluido. Si tiene viscosidad alta, se manejará fuera de los tubos - para poder darle turbulencia con los deflectores. Si un fluido debe manejarse a presiones altas, se colocará dentro de los tubos para evitar construir una coraza que resista altas presiones, y que por lo general, son muy caras.

Resumiendo, se observa que, sólo un análisis muy completo de las particularidades de diseño, permitirá hacer una selección adecuada.

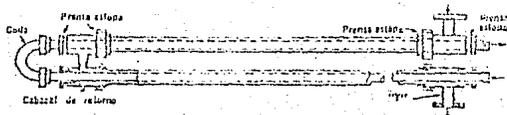


Fig. 2.8
Intercambiador de doble tubo.

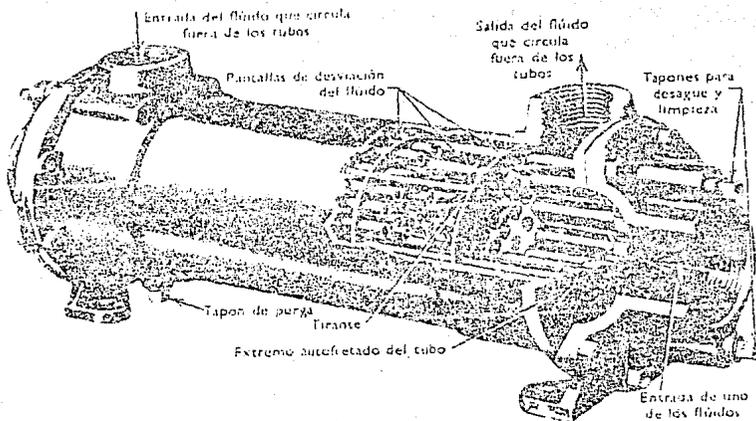


Fig. 2.9
Corte parcial de un cambiador de haz tubular de paso sencillo.

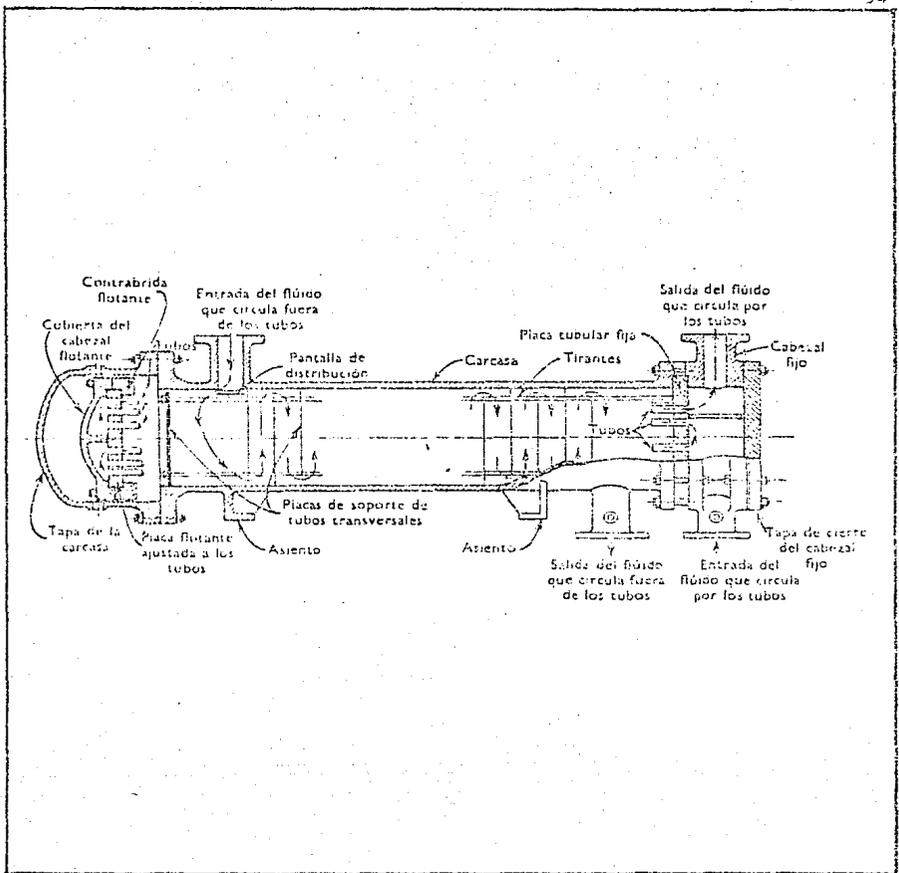


Fig. 2.10

Sección longitudinal de un cambiador de calor, de cuatro pasos internos, un sólo paso externo, y cabezal flotante.

(Brown Unit Operations. Heat Transfer Equipment)

Cambiadores de Placas. Fig. 2.11.

Es uno de los diseños más recientes de intercambiadores -- térmicos, usados especialmente en aplicaciones que requieren el uso de materiales resistentes a la corrosión o en donde la disponibilidad de espacio es mínima, como en las plataformas marinas -- en la industria petrolera.

El cambiador de placas es singularmente sencillo en su diseño y construcción. Consta básicamente de dos cabezales, uno fijo y otro móvil, entre los cuales se encuentran empalmadas una serie de placas metálicas prensadas con corrugaciones que actúan como superficies de transferencia de calor, soportadas y alineadas mediante dos barras guías, y selladas en su periferia por medio de empaques. Todas las placas están provistas de cuatro agujeros, uno en cada esquina, que proveen las entradas y salidas de los -- fluidos y que son sellados con empaques alrededor de ellos. Estos agujeros se arreglan de tal manera que forman cuatro conductos, -- mediante los que se distribuyen los fluidos alternadamente a través de los estrechos pasajes que se forman entre las placas. Los agujeros de las placas extremas conducen a las conexiones de los cabezales de entrada y salida, y en el caso de equipos con más -- de un servicio, a un cabezal intermedio conocido como placa conectora.

Características de las placas.- Cada fabricante cuenta con diferentes diseños de placas que les son distintivos pero todos -- son esencialmente similares. Las corrugaciones prensadas en las --

placas cumplen tres funciones:

- a). Incrementan el área efectiva de transferencia.
- b). Dan rigidez y refuerzo a la placa a fin de que pueda soportar la caída de presión.
- c). Promueven la turbulencia incrementando los coeficientes de transferencia de calor.

Entre los diversos tipos de corrugaciones, los más representativos y ampliamente usados son los:

- Tipo Lavadero.
- Tipo Sardineta.

Por lo general, el empaque de la placa es el factor limitante en el nivel de temperaturas y presiones de operación y de la naturaleza de los fluidos que pueden manejarse en un cambiador de -- placas. El fluido no deberá tener características inflamables, -- tóxicas o malolientes, ya que este equipo puede fugar al exterior. Asimismo, el fluido no deberá atacar al empaque.

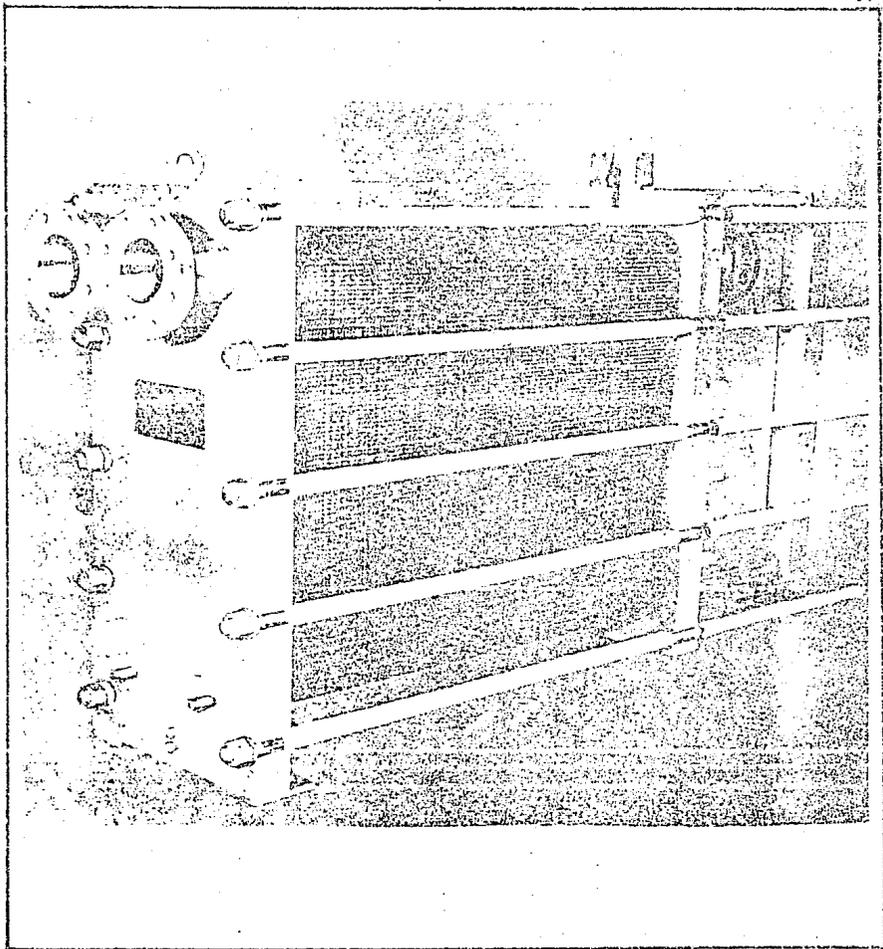


Fig. 2.11.
Cambiador de Calor de Placas.

(The Patterson Kelley Co. Bulletin PHE-1)

Coefficientes de Transferencia de Calor.

En el marco teórico de la transferencia de calor, es de elemental consideración el uso de los coeficientes de transferencia.

Los coeficientes de transferencia de calor, son una medida del flujo de calor por unidad de superficie y por unidad de diferencia de temperatura; indican la razón ó velocidad con que un fluido transfiere calor, considerando todas sus propiedades físicas y bajo diferentes grados de agitación, así como el material de los tubos de que está formado el intercambiador de calor.

Con tantas variables a considerar, no es extraño que no exista una derivación racional que permita un cálculo directo de los coeficientes de transferencia, que para el caso de los intercambiadores de calor se denominan Coeficientes de Película. Por otra parte, no es práctico experimentar para determinar el coeficiente cada vez que se tenga que transferir calor de o hacia un fluido.

En lugar de esto, es mejor estudiar algún método de correlación mediante el cual, y con la ejecución de experimentos básicos con un amplio rango de variables, obtener correlaciones válidas para cualquier otra combinación de variables.

Se da una tabla con los coeficientes de transferencia de calor más usuales en su forma global (Tabla No. 2.1). Los valores pueden ser mayores o menores en condiciones especiales. El coeficiente más fácil de determinar experimentalmente es el Coeficiente Total. La diferencia de temperatura y la transferencia de calor, -

pueden conocerse directamente en un cambiador de área conocida - aplicando la Ley de Fourier:

$$Q = UA\Delta t$$

donde: U = Coeficiente total de Transferencia de Calor.

A = Area de Transferencia.

Δt = Diferencia de Temperatura.

Los cambiadores por lo general, se diseñan usando coeficientes totales en lugar de individuales. La determinación de coeficientes individuales es difícil de hacer por las temperaturas de las superficies.

Un Método de Cálculo de coeficientes de película se basa en la Resistencia Total que se considera como el Recíproco del Coeficiente de transferencia, es decir, $\frac{1}{U}$ y es igual a la suma de las resistencias individuales:

$$R = \frac{1}{U \cdot A} = R_c + R_w + R_d + R_L$$

donde: R_c = Resistencia del condensado.

R_w = Resistencia de la pared del tubo.

R_d = Resistencia de Ensuciamiento o Incrustación.

R_L = Resistencia del Lado Líquido.

El detalle de diseño de los aparatos de transferencia de calor utilizados en este anteproyecto, se da en la sección correspondiente de este trabajo.

Secuencia de cálculo para un equipo de transferencia de calor.

- Efectuar balance de calor y de masa.
- Calcular la LMTD.
- Establecer una geometría o diseño preliminar.
- Ajustarse al límite de la P permisible en el lado de sus tubos.
- Ajustarse al límite de la caída de presión (P) en el lado de la envolvente.
- Calcular el coeficiente individual de transferencia de calor dentro de tubos.
- Calcular el coeficiente individual de transferencia de calor en la envolvente.
- Evaluación de resultados para ratificar o rectificar la geometría del equipo.
- Análisis del diseño final.

Tipo de cambiador	Interior de los tubos		Exterior de los tubos (cuerpo)		Coeficiente global Kcal/(hr) (°C) (m ²).
	Fluido	Velocidad m/seg.	Fluido	Velocidad m/seg.	
Haz tubular y tubos	Salmuera	0,3-1,0	Agua	0,3-1,5	250-2000
Haz tubular y tubos	Agua	0,6	Gasoil	1	250-350
Haz tubular y tubos	Agua	0,6	Gasoil	2	600
Haz tubular y tubos	Agua	0,6	Keroseno	1,5	200
Haz tubular y tubos	Agua	0,6	Acete lubri- cante	0,6	75
Haz tubular y tubos	Agua	1	Keroseno	Condensación	250
Haz tubular y tubos	Agua	1,5	Gasolina	Condensación	450
Haz tubular y tubos	Acete crudo	0,6	Gasolina	Condensación	100-150
Haz tubular y tubos	Acete crudo	3	Destilado cárreo	0,75	325
Haz tubular y tubos	Acete crudo	3	Gasoil	2	400-450
Haz tubular y tubos	Agua	1	Butano	0,6	450
Haz tubular y tubos	Agua	1,2-2	Vapor de Agua	Condensación	2000-4000
Haz tubular y tubos	Agua	1-1,5	Amoniaco	Condensación	750-1500
Haz tubular y tubos	Agua	1,2	Freon 12	Condensación	750-375
Doble tubo concén- trico	Agua	1-2,5	Salmuera	1-2,5	750-1500
Serpentina en un re- cipiente.	Agua	0,3-1	Agua	Convección na- tural.	100
Serpentina en una ca- ja.	Gasolina	Condensación	Agua	Convección na- tural.	75-125
Serpentina en una ca- ja.	Keroseno	Condensación	Agua	Convección na- tural.	50-100
Serpentina en una ca- ja.	Gasoil	Condensación	Agua	Convección na- tural.	40-100
Hervidor tubos hori- zontales industrial	Vapor de agua	Condensación	Butano	Ebullición	500-750
Id. de laboratorio, (limpio)	Vapor de agua	Condensación	Butano	Ebullición	5000-7500
Radial	Vapor de agua	Condensación	Aire	Convección na- tural.	5-20
Grupo aerotérmico	Vapor de agua	Condensación	Aire	3	45
Grupo aerotérmico	Vapor de agua	Recalentamiento	Gases de Com- bustión.		10-30
Evaporador de cesta	Salmuera	Ebullición	Vapor de agua	Condensación	750-1150
Evaporador de tubos verticales, (limpio)	Agua	Ebullición	Vapor de agua	Condensación	2000-5000

TABLA No. 2.1. Coeficientes Globales de Transferencia de Calor.

2.3.- BOMBAS

Estas máquinas son imprescindibles en cualquier planta, se requieren para transportar líquidos de un lugar a otro de una manera rápida y eficiente. Obviamente el tema de bombas es una especialidad dentro de la Ingeniería Química.

Al seleccionar una bomba se deben considerar varios factores:

- 1.- Hacer un diagrama del sistema de bombeo, de tal manera que pueda calcularse la presión total necesaria y la fricción del líquido que debe ser vencida.
- 2.- Determinar la capacidad, es decir, la cantidad de líquido descargado por unidad de tiempo.
- 3.- Examinar las condiciones del líquido tales como: densidad, viscosidad, temperatura, presión de vapor, corrosividad, sólidos en suspensión, et.
- 4.- Condiciones de succión ¿Existe carga de succión o una carga de sustentación?
- 5.- El tipo de servicio ¿Es continuo o intermitente?
- 6.- Naturaleza de la potencia disponible para accionar la bomba.
- 7.- Localización de la bomba ¿Existe espacio disponible? ¿qué espacio se requiere?
- 8.- Rendimiento es la energía cedida al fluido, dividida por la energía total absorbida por la máquina.

El efecto que se da en una bomba es el de aumentar la presión del fluido y un aumento en su energía cinética.

Clasificación de Tipos de Bomba.

Todas las bombas pueden clasificarse en dos grandes grupos:

- 1).- Desplazamiento Positivo.
- 2).- Centrífugas.

Las bombas de desplazamiento positivo son las llamadas -- bombas alternativas o reciprocantes y las rotatorias, no permiten el libre paso del líquido por las mismas, excepto en el caso de un ajuste defectuoso, es decir, su característica relevante es que se descarga una cantidad de líquido perfectamente definida por cada - desplazamiento o revolución del dispositivo motriz, sólo el tamaño, diseño y condiciones de sección de la bomba, influyen en la cantidad de líquido suministrado.

Por otra parte una bomba centrífuga puede descargar un volumen variable con diferente carga, para una velocidad constante.

Bombas de Desplazamiento Positivo.

Bombas reciprocantes.- Este tipo de bombas adiciona energía al sistema fluido por medio de un pistón que actúa contra un líquido confinado, los principios de dinámica de fluidos presentan poca importancia, puesto que el flujo de fluido puede ser determinado por la geometría de la bomba. El pistón puede estar accionado por una máquina de vapor o por un motor eléctrico. La cantidad de líquido suministrado dependerá solamente del volumen del cilindro y el número de veces que se mueve el pistón a través del cilindro. Este tipo de bombas tiene un excelente rendimiento teniendo en cuenta el buen mantenimiento, estas bombas son particularmente úti

les para bombear fluidos viscosos y para dar altas presiones; algunas veces se usa para medir fluidos. Los líquidos que contienen sólidos abrasivos puede dañar este tipo de bombas.

Entre sus desventajas están su tamaño y su alto costo inicial y de mantenimiento.

Bombas Rotatorias.— Las bombas de engrane son el tipo más simple de bombas rotatorias. Se ilustra con la Fig. 2.12. Pueden usarse engranes rectos o helicoidales, son especialmente indicadas para manejar fluidos de alta viscosidad.

Existen también las Bombas Lobulares que son similares a las de engranes, excepto que los engranes son reemplazadas con motores que tienen dos o más lóbulos que se accionan externamente.

Bombas de tornillo.— Es otra variación de las bombas de engrane.

Características de Operación de las Bombas Rotatorias.

Las Bombas Rotatorias son capaces de entregar una capacidad aproximadamente constante contra cualquier presión dentro de los límites del diseño de la bomba, obviamente el flujo de descarga, varía directamente con la velocidad. La descarga está casi libre de pulsaciones, especialmente en las bombas de engranes.

Tienen una gama muy amplia en su aplicación. Son capaces de bombear fluidos de elevada viscosidad abrasivos. Su construcción exige una elaboración mecánica muy precisa, lo cual eleva su costo;

su pequeño tamaño, la elevada presión de descarga y lo sencillo en su construcción, permite una amplia gama de aplicación.

Bombas Centrifugas.

Las bombas centrifugas se usan ampliamente en los procesos industriales, debido a la simplicidad de su diseño, bajo costo inicial, bajo mantenimiento y flexibilidad de aplicación, su capacidad tiene una gama muy amplia, lo mismo que en su altura de carga.

En su forma más simple, la bomba centrifuga consiste en un impulsor rotatorio que gira dentro de una caja circular; el fluido entra a la bomba cerca del centro del impulsor rotatorio y es llevado hacia arriba por acción centrifuga; la energía cinética del fluido aumenta desde el centro del impulsor, hacia los extremos de las aletas impulsoras; esta carga de velocidad se convierte en carga de presión cuando el fluido sale de la bomba.

El impulsor es el corazón de la bomba centrifuga, consiste de cierto número de aletas curvas u hojas con una forma tal, que proporcionan un flujo suave de liquido entre las hojas. En la Fig. 2.14 se muestran algunos impulsores comunes. Las cajas de las bombas centrifugas pueden variar en su diseño, pero su principal función, es convertir la energía de velocidad impartida al liquido -- por el impulsor, en energía de presión útil. Además, la caja sirve para contener el fluido y proporcionar una entrada y una salida para la bomba.

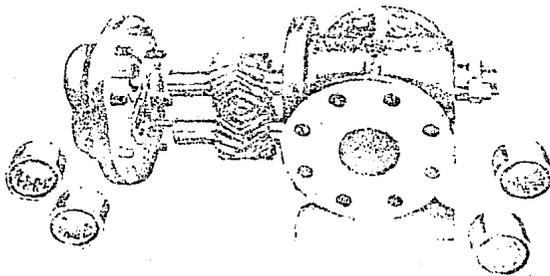
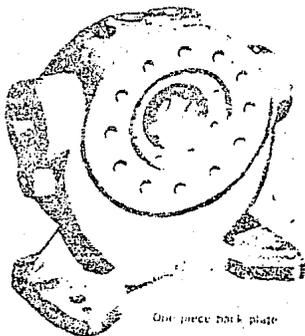
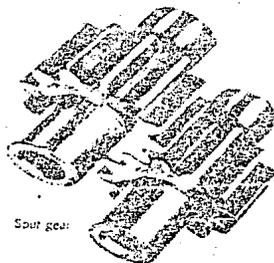


Fig. 2.12
Bombas de Engranés



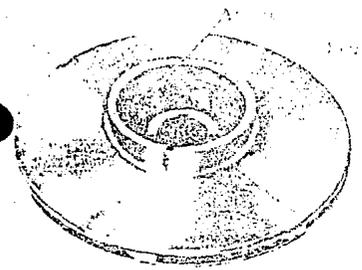
One piece back plate



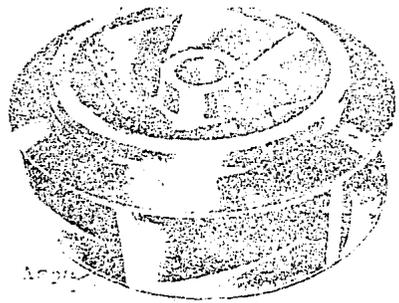
Spur gear

Fig. 2.13
Bomba Rotatoria

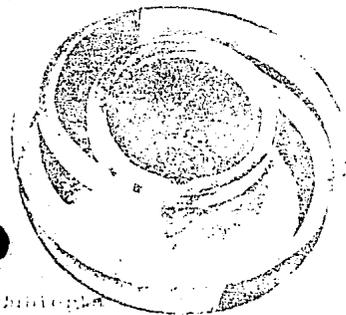
(Pouet. Principles of Unit Operations. Momentum Transfer)



Cerrado de aspas curvas para
movimiento helicoidal



De doble succión



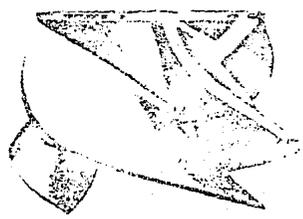
Inlaidable



Semiabierto



Abierto



Para flujo mixto

Fig. 2.14
Impulsores de Bombas Centrifugas

(From: Principles of Unit Operations, Momentum Transfer.)

Características de operación de las Bombas Centrífugas.—Una bomba Centrífuga, opera por lo general a velocidad constante, y la capacidad de la bomba depende sólomente de la presión total de descarga, el diseño y las condiciones de succión. La operación de una -- bomba centrífuga se puede describir usando su curva característica; la cual se ilustra con la Fig. 2.15. Esta figura muestra la interrelación de la presión de descarga o cabeza H , capacidad Q , eficiencia η y potencia introducida P para una bomba dada a una velocidad particular.

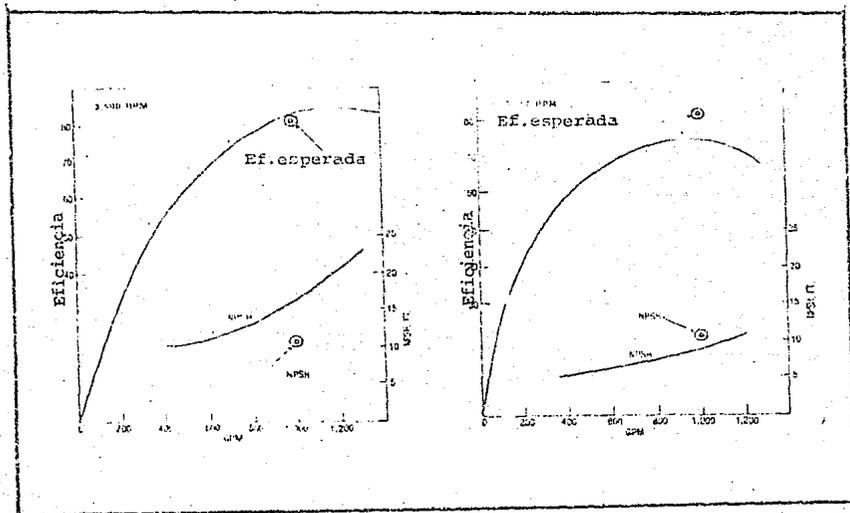


Fig. 2.15
Curvas características de Bombas.

2.4.- FILTROS.

La filtración es la operación en la que una mezcla heterogénea de un fluido y de las partículas de un sólido se separa en sus componentes, gracias a la intervención de un medio filtrante -- que permite el paso del fluido, pero no de las partículas sólidas, se implica por lo tanto, el flujo de fluidos a través de un medio poroso.

En todo proceso de filtración, la mezcla o todo lo que se va a manejar, fluye debido a alguna acción impulsora, generalmente proporcionada por una bomba de características adecuadas al manejo del fluido o también por la acción de la gravedad o por efecto de vacío. El medio filtrante retiene y soporta las partículas sólidas que van formando una torta porosa sobre la que se superponen estratos sucesivos a medida que el líquido va atravesando la torta y el medio filtrante. Los distintos medios para proporcionar la fuerza impulsora, así como para formar y separar la torta recién formada, requieren de una gran variedad de aparatos y equipos de filtración. En general, los filtros se clasifican de acuerdo a la naturaleza de la fuerza impulsora que provoca la filtración.

A continuación se da una breve descripción de los tipos -- más comunes de filtros.

Filtros de Gravedad.

Constituyen el tipo más sencillo y antiguo, por lo general el medio filtrante es arena; estos filtros están formados por depósitos de fondo perforado, llenos de arena porosa, a través de los cuales pasa el fluido en flujo laminar. Son muy utilizados en el --

tratamiento de grandes cantidades de fluido que sólo contienen pequeñas proporciones de materiales en suspensión, como en la purificación de las aguas. Los materiales con que pueden construirse estos filtros dentro de los materiales filtrantes, se pueden citar - el carbón de piedra caliza, coke, etc.

Las velocidades de filtración son variables, aunque bajas en magnitud, su rango está comprendido entre $0.08 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \text{ min.}$ hasta $0.2 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \text{ min.}$ en agua potable y aplicaciones industriales respectivamente. Para cada hecho existe una velocidad particular durante el lavado, que es la operación en sentido inverso a la filtración y que tiene por objeto arrastrar los sólidos acumulados -- por fluidización del hecho filtrante.

Filtros de Placas y Marcos.

Se indica con una figura este tipo de filtros, las placas y marcos se acoplan alternadamente adaptando telas de filtración sobre los dos lados de cada placa. Este tipo de filtros es muy utilizado especialmente cuando la torta es un producto valioso, sin embargo, los filtros continuos van desplazando a los filtros prensa - de placas y marcos, en muchas operaciones a gran escala. Se ilustra con la Fig. 2.16.

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

SELECCION DE FILTROS.

De los diversos tipos de filtros, el filtro prensa de placas y marcos es probablemente el más barato por unidad de superficie filtrante y requiere un mínimo de superficie de terreno para su instalación. El costo para operar estos filtros es elevado por esta razón, este tipo de filtro no se escoge cuando hay que separar de un líquido, una gran cantidad de sólidos sin valor.

Si los sólidos tienen su valor elevado se justifica.

El filtro de láminas tiene las ventajas de fácil operación, su mínimo mano de obra y el eficaz lavado y descarga de su torta.

El filtro continuo rotatorio, se utiliza cuando el precipitado es grande y voluminoso, el costo de la mano de obra debe reducirse a un mínimo.

Para el caso particular del proyecto, se utilizará el filtro de placas.

2.6.- EQUIPO AUXILIAR.

El Equipo Auxiliar, es el equipo que interviene en el suministro de los servicios auxiliares, que son todos los elementos que no intervienen directamente en el proceso, pero que son indispensables para la operación de la planta.

Para el caso de este anteproyecto, se puede citar el siguiente equipo:

- CALDERA. Para suministrar vapor de calentamiento.
- TORRE DE ENFRIAMIENTO. Para el suministro del agua de enfriamiento.
- COMPRESOR. Para el suministro de aire para instrumentos.
- TANQUE PARA COMBUSTIBLE LIQUIDO.
- TANQUE PARA COMBUSTIBLE GASEOSO.
- BOMBA PARA COMBUSTIBLE LIQUIDO.
- BOMBA PARA AGUA CONTRA INCENDIO.
- BOMBA PARA USOS GENERALES.
- BOMBA PARA EL AGUA DE ENFRIAMIENTO.

Para complementar lo referente a equipo auxiliar, se puede elaborar un balance de servicios auxiliares, para proporcionar la información suficiente y esquemática para el diseño de la red de suministro de cada uno de los equipos que integran la planta.

CALDERA.

La caldera es un intercambiador de calor de tubos y coraza calentado directamente que por principio convierte la energía del combustible en calor latente de vaporización también puede producir agua caliente para calefacción o uso general.

La caldera para el caso de este anteproyecto, es la fuente principal de suministro de energía calorífica al proceso.

Por razones de economía, el calor se debe generar y suministrar con un mínimo de pérdidas.

La selección de la caldera, al igual que de la energía de los aparatos de transferencia, es un tema bastante extenso, que normalmente requiere de la asesoría de un fabricante.

Para este caso, se especifican únicamente las características de los requerimientos y el proveedor propondrá un equipo que cumpla con las condiciones impuestas, las cuales se indican en la parte correspondiente del Diseño del Equipo de Proceso.

TORRE DE ENFRIAMIENTO.

Es un aparato que opera con contacto directo entre un gas y un líquido. Por lo general es una estructura parecida a un cajón de madera que tiene estructura interna del mismo material. Las torres de enfriamiento se emplean para poner en contacto íntimo, - - agua caliente que proviene de los sistemas de enfriamiento de los procesos, con aire, para el propósito de enfriar el agua y poderla usar nuevamente en el proceso. La finalidad del relleno interior, es aumentar la superficie de contacto entre el agua y el aire.

Una torre de enfriamiento reduce drásticamente los requerimientos de agua de enfriamiento entre 95 y 98%, aún cuando hay - alguna contaminación natural causada por la saturación del aire -- con el vapor de agua.

Los principios de transferencia de calor por contacto directo, pueden aplicarse al enfriamiento o calentamiento de otros - gases o líquidos insolubles.

El uso de las torres de enfriamiento, se ha extendido bastante debido a una necesidad cada vez mayor. El agua fría se está haciendo cada vez más cara y escasa, por lo que su uso ilimitado - no se permite. En algunas comunidades, aún con agua de río, que - puede ser abundante, se requiere un preenfriamiento.

La temperatura disponible en el agua de enfriamiento es - un factor económico importante en el diseño de muchas plantas químicas; esta temperatura fija la presión de operación en los condensadores de los procesos de destilación y consecuentemente en los - equipos que los preceden. La torre de enfriamiento es el miembro -

más simple de una clase de aparatos poco explorados.

CLASIFICACION.- Las Torres de Enfriamiento se clasifican de acuerdo con los medios por los que se les suministra aire y pueden ser:

DE CIRCULACION	Atmosféricas
NATURAL	De tiro natural.

DE TIRO MECANICO	Tiro inducido
	Tiro forzado.

Se ilustra con la Fig. 2.17.

Las Torres más comúnmente usadas son las de tiro inducido, puesto que tienen ventajas que exceden a las demás, aunque sus requerimientos de energía son altos y el arrastre o pérdidas de agua es mayor que en los otros tipos. El marco teórico de operación se basa fundamentalmente en la PSICROMETRIA.

La política más acertada en lo que a selección de torres se refiere, es comprarlas al fabricante en lugar de construirlas uno mismo; esto hace posible disponer de la experiencia práctica que el fabricante dispone en este campo y que es de gran valor. El usuario especificará las condiciones de entrada y de salida del agua y su caudal de proceso. El fabricante propondrá un equipo que cumpla con las condiciones impuestas.

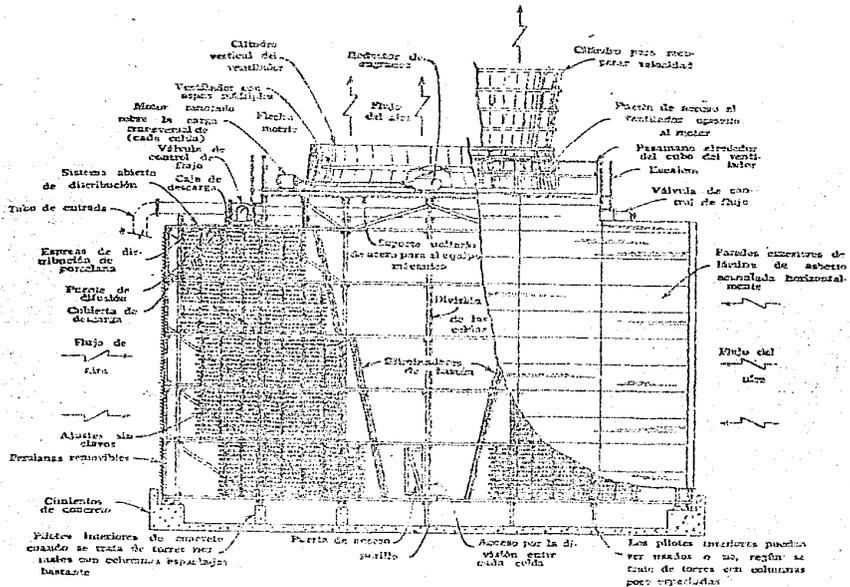


Fig. 2.17 Vista en sección transversal de una torre de enfriamiento con flujo inducido y con tiro inducido (Compañía de Hawley Co.)

CAPITULO 3

DISEÑO DEL PROCESO.

3.- DISEÑO DEL PROCESO.

3.1. BASES DE DISEÑO.

Las Bases de Diseño son la fuente de información en la cual se resumen los requerimientos para el funcionamiento de la planta, involucrando condiciones de proceso, características de equipo, instalaciones requeridas, servicios auxiliares, condiciones climatológicas, instrumentación de control, localización de la planta, etc.

Esta información establece los lineamientos y especificaciones de los requerimientos necesarios para el diseño de la planta.

Las Bases consideradas son las siguientes:

- 1). Generalidades de las Bases de Diseño.
 - 1.1. Función de la Planta.
 - 1.2. Tipo de Proceso.
- 2). Capacidad, Rendimiento y Flexibilidad.
 - 2.1. Capacidad de Proceso.
 - 2.2. Rendimiento.
 - 2.3. Flexibilidad.
- 3). Especificaciones y Condiciones de la Alimentación, Producto y Fondos.
 - 3.1. Especificaciones y Condiciones de la Alimentación.
 - 3.2. Especificaciones y Condiciones del Producto.
 - 3.3. Especificaciones y Condiciones de los Fondos.
- 4). Eliminación de Desechos.
- 5). Instalaciones de Almacenamiento Requeridas.
 - 5.1. Para la Alimentación.
 - 5.2. Para el Producto.

- 5.3. Para los Fondos.
- 6). Servicios Auxiliares.
 - 6.1. Vapor de Calentamiento.
 - 6.2. Agua de Enfriamiento.
 - 6.3. Agua para Caldera.
 - 6.4. Aire para Instrumentos.
 - 6.5. Combustible para Caldera.
 - 6.6. Electricidad.
- 7). Condiciones Climatológicas.
- 8). Localización de la Planta.

3.1.1) GENERALIDADES DE LAS BASES DE DISEÑO.

La recuperación de solventes químicos orgánicos a partir de sus mezclas se hará por medios de separación físicos y químicos, con equipos de destilación-rectificación para el suministro adecuado de calor. Todo lo que se introduce en el equipo, se evapora y condensa, en consecuencia, las limitantes principales son los calores de evaporación de los solventes considerados.

La sustancia con exigencias de calor más críticas será el o los solventes cuya entalpía de evaporación sea la más alta.

Analizando los solventes aptos de ser recuperados, se observa que de entre éstos, el Metanol es el que tiene una Entalpía de evaporación más alta (234.9 Kcal/Kg), por lo que se toma como base para el diseño y cálculo del equipo.

Es importante hacer notar que tal equipo podrá utilizarse en la recuperación de otros solventes distintos al Metanol, haciendo modificaciones sencillas, con lo cual se operaría en una situación flexible.

1.1. Función de la planta.- La Planta tendrá como función principal, la recuperación de solventes químicos orgánicos a partir de sus desechos industriales. El producto obtenido tendrá especificaciones de tipo comercial.

1.2. Tipo de Proceso.- El Proceso consiste en destilar la mezcla de solventes en una columna de rectificación empacada. El producto obtenido se envía directamente al tanque de almacenamiento de destilados para su posterior comercialización. Los fondos o

desechos serán almacenados para su eliminación posterior.

2). CAPACIDAD, RENDIMIENTO Y FLEXIBILIDAD.

2.1. Capacidad de Proceso Normal.- La Planta se diseña para procesar 167,550 lb/mes (76 ton/mes) de la mezcla Metanol-Agua, considerando semanas de operación con turnos de 8 horas.

2.1.1. Capacidad Máxima.- La Planta podrá operar, si las condiciones lo ameritan los tres turnos del día, con lo que la producción se triplicaría.

2.2. Rendimiento.- La Planta está diseñada para obtener un producto de destilado que contenga 95% en peso de Metanol; el cual proviene de la alimentación cuyo contenido es de 60% en peso de este solvente, con el cual se puede obtener como máximo hasta 109356 lb/mes de Metanol (49.70 Ton).

2.3. Flexibilidad.- El diseño de la planta permitirá su versatilidad en el manejo de los distintos solventes con tan sólo pequeños ajustes al equipo, todo bajo el punto de vista de rentabilidad económica.

El equipo no podrá operar cuando existan fallas de electricidad o de vapor.

3). ESPECIFICACIONES DE LA ALIMENTACION, PRODUCTO Y FONDOS.

3.1. Alimentación.

Metanol	0.4576 % Mol	(60% en Peso).
Agua	0.5424 % Mol	(40% en Peso).
Peso Molecular Promedio	24.408 lb/lb-mol	

Temperatura de entrada 20°C (68° F).

Presión	Atmosférica.	
Calor Especifico Cp	0.7606 cal/g-°C	(BTU/lb-°F).
Densidad	0.87 Kg/lit	(54 lb/ft ³)
Flujo	453 Kg/hr	(996 lb/hr).

3.2 Producto.

Metanol	0.915 % Mol	(95% en Peso).
Agua	0.085 % Mol	(5% en Peso).

Peso Molecular Promedio	30.8 lb/lb-mol
-------------------------	----------------

Temperatura	68°C	(154.4°F).
-------------	------	------------

Presión	Atmosférica	
---------	-------------	--

Cp	0.62 cal/g-°C
----	---------------

Densidad	0.7527 Kg/l	(47 lb/ft ³).
----------	-------------	---------------------------

Flujo	282.43 Kg/hr.	(621.3 lb/hr).
-------	---------------	----------------

3.3. Fondos:

Metanol	0.0113 % Mol	(2% Peso).
---------	--------------	------------

Agua y contaminantes.	0.9887 % Mol	(98% Peso).
-----------------------	--------------	-------------

Peso Molecular Promedio	18.15 lb/lb Mol
-------------------------	-----------------

Temperatura	99.5°C	(211°F).
-------------	--------	----------

Presión	Atmosférica	
---------	-------------	--

Calor específico Cp	1 Kcal/Kg°C	(BTU/Lb°F).
---------------------	-------------	-------------

Densidad	1 Kg/l	(62.3lb/ft ³).
----------	--------	----------------------------

Flujo	170.4 Kg/hr	(375 lb/hr).
-------	-------------	--------------

4) ELIMINACION DE DESECHOS. Dadas las caracterfsticas de la corriente de fondos, éstos se tratarán con un medio de dispo--sición adecuado y posteriormente serán descargados.

5) INSTALACIONES DE ALMACENAMIENTO REQUERIDAS.- El diseño y cálculo de los tanques está basado en el tiempo de residencia - de tres turnos de trabajo con un margen de 10% adicional en el vo lumen. Se requieren tres tanques:

- Tanque de Balance.
- Tanque para Producto.
- Tanque para fondos (opcional).

6) SERVICIOS AUXILIARES.- Son aquellos servicios que, aun que no participan directamente en el proceso, son indispensables para el funcionamiento de la planta. Se mencionan los siguientes:

6.1. Vapor de Calentamiento.- Se dispondrá de vapor - saturado a una presión de 5 Kg/cm^2 100 psia a una temp. de 160°C (320°F).

6.2. Agua de Enfriamiento. Es la que se utilizará en la condensación del destilado y será recirculada, por lo que debe filtrarse y tratarse con cloro para evitar incrustaciones y forma ción de microorganismos.

- Fuente de Suministro: Red Municipal.
- Condiciones del Agua.
- Temperatura de Entrada: 29°C (84.2°F).
- Temperatura de Retorno: 46°C (115°F).

- Presión de Entrada: 3 Kg/cm^2 (37 psig).
- Presión de Retorno: 2.6 Kg/cm^2 (37 psig).

- Sistema de Enfriamiento.- Se contará con una torre de enfriamiento a contracorriente con aire, capaz de suministrar el agua de enfriamiento con las características requeridas por el proceso.

- Disponibilidad: La necesaria.

6.3. Agua para Caldera.- El agua será tratada para evitar incrustaciones en la tubería y en el equipo.

- Condiciones de Suministro del agua para la caldera:
 - Temperatura de entrada: 20°C (68°F).
 - Temperatura de salida: 160°C (320°F).
 - Presión de Entrada: 2 Kg/cm^2 (29.4 psig).
 - Presión de Salida: 5 Kg/cm^2 (73.5 psig).

- Agua Potable.- Puede tomarse el suministro de la Red Municipal con un tratamiento, si se requiere.

6.4. aire para Instrumentos.- Servirá para hacer funcionar los dispositivos de control del proceso, y será generado mediante un compresor reciprocante no lubricado, para lograr un aire libre de humedad e impurezas con una presión de 6 Kg/cm^2 (88.2 psig).

- Disponibilidad: La necesaria.

6.5. Combustible.- será factible utilizar combustible líquido o gaseoso.

- combustible Gaseoso

Tipo: Gas Natural.

Poder Calorífico: 1000 BTU/ft³.

Presión: La requerida.

Temperatura: Mínima para evitar la formación de hidratos.

Disponibilidad: La necesaria.

Fuente de Suministro: Red de Gas de PEMEX.

- Combustible Líquido.

Tipo: Diesel.

Poder Calorífico: 18,000 BTU/lb

Peso específico: 0.8

Viscosidad S S U a 38°C de 35-45

Presión de Suministro 1 Kg/cm² (14.7 psia).

Temperatura de suministro: 29°C

Disponibilidad: La necesaria.

Fuente de suministro: Pipas.

6.6. Electricidad.

- Características del Sistema de Suministro.

Fuente: Comisión Federal de Electricidad.

Tensión: 220 volts.

Fases: 3.

Frecuencia: 60 Hertz.

Factor de Potencia mínimo: 0.85

Material del Conductor: Cobre Electroлитico.

Aislamiento del conductor: THWN.

7). CONDICIONES CLIMATOLÓGICAS EN EL VALLE DE TOLUCA.

Temperatura mínima extrema: -4.5°C

Temperatura máxima extrema: 30.5°C

Temperatura promedio: 14.7°C

Precipitación Pluvial total anual: 776.5 mm

Número de días con lluvia: 133

Número de días con heladas: 86

Número de días con niebla: 25

Número de días con rocío: 17

Vientos dominantes SE

Clima predominante: Templado, subhúmedo con lluvias en el Verano.

Presión Atmosférica: 585 mm Hg

Atmósfera corrosiva: No

8). Localización de la Planta.

8.1. Valle de Toluca, Méx.

8.2. 2650 m. S.N. Altitud.

8.3. Latitud $19^{\circ}17'33'' \text{ N}$.

8.4. Longitud $99^{\circ}39'38'' \text{ W}$.

3.2.- DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO.

El Diagrama de Flujo de Proceso (DFP) Fig. 3.1, es una representación gráfica, clara, precisa y objetiva, en la cual se muestra la información más importante del Proceso, constituyendo de esta manera la fuente de información y consulta para todo el personal técnico de las diferentes especialidades involucradas en el mismo, tales como ingenieros civiles, mecánicos, químicos, de proyectos, personal de operación de la planta, contratistas, clientes, personal administrativo, etc.

En el citado Diagrama de Flujo de Proceso, se indican entradas y salidas de las corrientes de materia y energía, los controles principales, etc., en forma ilustrativa y completa, desglosándose de la manera siguiente:

- a) Identificación del proyecto y de la planta o sección representada, así como su localización.
- b) Diagramas de los equipos de proceso con sus respectivas corrientes que los unen, las cuales se representan por medio de flechas.
- c) Procedencia de la alimentación, destino del producto y subproductos del proceso, mostrados en la parte inferior o lateral del diagrama.
- d) Balance de materia y energía, indicando para la alimentación, producto y subproductos, el flujo, composición, propiedades básicas, presión y temperatura.

- e) Características básicas del equipo de Proceso, indicando para cada equipo la clave.
- f) Diagrama de los controles básicos del Proceso.
- g) Condiciones de operación en los puntos principales.
- h) Identificación de servicios auxiliares, etc.

Toda la información contenida en el Diagrama de Flujo de Proceso, debe ser clara y precisa, fácil de manejar e interpretar a fin de evitar confusiones en el personal relacionado directa o indirectamente con la planta.

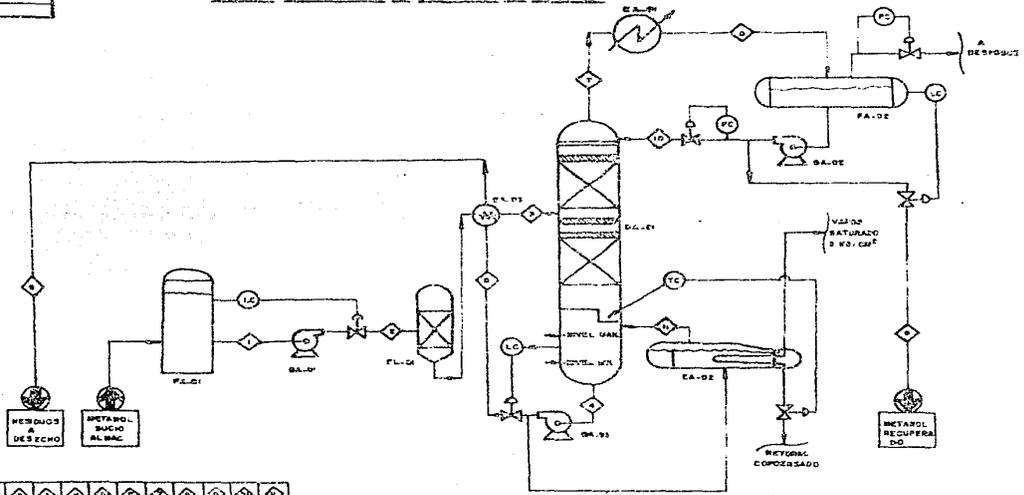
El DFP por lo general es emitido en forma preliminar, -- aprobado para diseño y aprobado para construcción.

Para el caso particular de la presente tesis, el DFP, en la recuperación de Metanol a partir de su mezcla con agua, se presenta en su forma preliminar.

TERCER PROYECTO
 FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA
 Centro Académico de Estudios Q.
 Facultad de Ingeniería Q.
 1997

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

PLANTA REEMPLAZADORA DE SOLVENTES DE DESGASTE



CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
ENTRADA T. MED.	48.70	48.70	48.70	113	117	81.3	81.3	81.3	201.3	107
ENTRADA T. SOL.	84.30	84.30	84.30	26.07	26.07	8.3	8.3	8.3	6.5	26.87
ENTRADA K.O. (MED.)	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00
TEMPERATURA °C	20	20	20	21	21	29.6	29.6	29.6	29.6	29.6
FLUJO LB MOL/H	83.84	83.84	83.84	1070	1070	287.5	287.5	287.5	9.886	35.8

3.3. DESCRIPCION DEL PROCESO.

La función principal de la planta recuperadora de solventes de desecho, será separar una mezcla binaria Metanol - Agua mediante una columna de destilación empacada, obteniéndose Metanol - como producto final. La cantidad de mezcla a procesar es de 76 --- Tons/mes de las cuales se obtendrán 49.7 Ton/mes de Metanol.

La mezcla con 60% de Metanol en peso, contenida en el tanque de balance FA-01 a una temperatura de 20°C (68 F) y presión atmosférica es enviada mediante la bomba GA-01 a través del filtro - FL-01 hacia la columna de destilación empacada DA-01, pasándola -- previamente por el intercambiador EA-03 para su precalentamiento.

El destilado sale de la columna de destilación, equipo donde tiene lugar la transferencia de masa a una temperatura de 67°C (153.3) y llega al condensador EA-01 en donde se convierte en líquido saturado. Este equipo utiliza como medio de enfriamiento - - agua, con una temperatura de entrada de 29°C (84.2 F) y una temperatura de salida de 46°C (115 F).

El Metanol condensado, se almacena en el tanque acumulador de donde, una parte del destilado es retornada como reflujo por medio de la bomba GA-02 hacia la parte superior de la columna, y la restante es enviada al tanque de almacenamiento de producto FA-02 como Metanol recuperado al 95% de concentración en peso.

La energía calorífica requerida por el Proceso en la columna de destilación es suministrada por un rehervidor tipo Kettle -- EA-02 el cual utiliza como medio de calentamiento, vapor saturado

a 5 Kg/cm² (73.5 psi) de presión proveniente de la caldera.

El equipo de Proceso cuenta además con la bomba de Fondos GA-03 que conduce dicha corriente hacia el precalentador EA-03, - aprovechando de esta forma, su calor residual y de ahí es enviado al tanque de fondos FA-03 para su posterior descarga.

L I S T A D E E Q U I P O .

La Lista de Equipo es un resumen de los equipos que intervienen en la realización de un Proceso. Contiene información suficiente de cada uno de ellos, con el fin de evaluar o estimar su costo. Este documento por lo general, es elaborado por Ingeniería de Proceso con el fin de conocer su función específica y sus dimensiones, para tener el conocimiento del tamaño físico de los componentes de la planta y así prever el acomodo óptimo de los mismos en el área disponible para tal fin.

La información necesaria para establecer una lista de equipo es el Diagrama de Flujo de Proceso D.F.P. y el Balance de Materia y Energía. Por lo general, las características que debe contemplar una Lista de Equipo, son las siguientes:

1. Clave de los Equipos.
2. Función o Servicio que prestará el equipo.
3. Características del mismo.

Clave del Equipo.- Es una clave alfa-numérica, en donde la parte alfabética tiene como finalidad básica, dar al diseñador el tipo específico del equipo considerado en la realización de una operación requerida para el Proceso; la parte numérica, tiene como objetivo indicar el orden secuencial que los equipos tienen dentro del Proceso. Por lo general, la clave alfabética consta de dos letras, mediante las cuales se reconoce la clase de equipo específico de que se trata.

La asignación de la clave de los equipos depende de cada compañía de Ingeniería, y aún en los diferentes libros de texto.

La mayoría prefiere denominar la parte alfabética de la clave del equipo con la primera letra del nombre genérico del equipo en idioma Inglés.

Es recomendable también que se indique el número de equipos idénticos, así como indicar si existe relevo.

Función.- Como su nombre lo indica, debe dar una idea de la función básica, para lo cual se debe definir la función principal, ejem. (bomba, compresor, precalentador, etc.) y luego la función específica, ejem. (bomba de alimentación, compresor de instrumentos, precalentador de fondos, etc.)

De acuerdo con estas características, el nombre del equipo, debe ser breve y conciso.

Característica.- Con el fin de evaluar el costo de los equipos que integran el Proceso, es necesario conocer las características principales de ellos. Estas características de un equipo difieren de acuerdo al criterio de los autores para la estimación de costos. Utilizan como base distintos parámetros, así por ejemplo, algunos textos de ingeniería utilizan la potencia de una bomba para evaluar su costo, otros se basan en la cabeza y el gasto para obtenerlo, y así sucesivamente.

Con estos antecedentes, se presenta la Lista de Equipo involucrado en la planta del tema en desarrollo.

LISTA DE EQUIPO

CLAVE	DESCRIPCION	CARACTERISTICAS
DA - 01	Columna de Destilación Empacada	0.45 m DI y 12.73 m de altura
EA - 01	Condensador de Destilado	0.2 m DI y 1.8 m de Longitud
EA - 02	Rehervidor de Fondos	0.3 m DI y 2.7 m de Longitud
EA - 03	Precalentador de Alimentación	0.2 m DI y 2.5 m de Longitud
FA - 01	Tanque de Balance	2.06 m DI y 4.12 m Altura Material: Acero al Carbón.
FA - 02	Tanque de Condensado	1.0 m DI y 2.0 m de Longitud
FL - 01	Filtro de Alimentación	Filtro de Placas de 2.3 GPM
GA - 01	Bomba de Alimentación	Centrífuga de 4 GPM
GA - 02	Bomba de Reflujo y Destilado	Centrífuga de 4 GPM
GA - 03	Bomba de Fondos	Centrífuga de 4 GPM

3.4. Balance de Materia y Energía.

En esta parte de la tesis, se realiza el Balance de Materia y Energía para el proceso seleccionado, tomando como referencias para el cálculo, las condiciones de operación del mismo.

Este Balance de Materia y Energía tiene como finalidad primordial el de mostrar las principales variables que afectan el proceso para poder realizar el dimensionamiento preliminar del equipo, asimismo, sirve de base para determinar las características de las tuberías y de los instrumentos de control requeridos.

Con el fin de tener los datos en forma accesible y comparativa de las diferentes corrientes que se manejan dentro del proceso de concentración de Metanol, éstos se resumen en la Tabla 3.1.

Del análisis al proceso propuesto para efectuar la obtención de Metanol, se puede observar que el principal equipo involucrado es la columna de destilación empacada, por lo que a continuación se desglosa el Balance de la Materia y Energía en este equipo. (Fig. 3.2.)

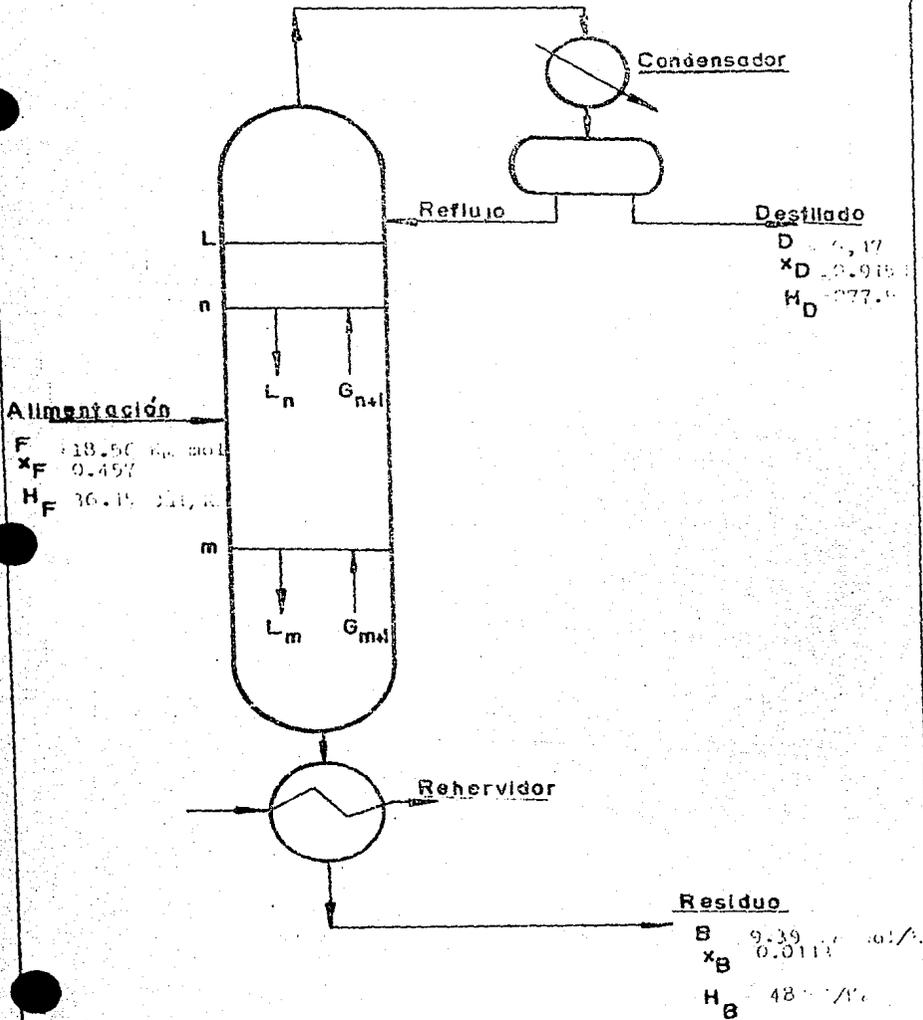


Fig. 3.2.

BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA DE UNA COLUMNA

- Balance de Materia y Energía en la Columna de Destilación.

Como se ha establecido, el equipo de destilación será capaz de manejar una cantidad máxima de 453 Kg/hr (996.6 lb/hr de la mezcla, la cual tendrá una composición de 60% en peso (mínimo) del solvente que se desee recuperar.

Para este caso, el Balance de Materia y Energía, se hará tomando como base una mezcla de Metanol-agua con las características ya mencionadas.

El destilado y la corriente de fondos tendrán una composición de 95% y 2% en peso de Metanol, respectivamente.

Para este caso, el Balance de Materias, se calculó de la manera siguiente:

Balance total de Materia.

$$F = D + B \quad \text{Ec. 3.1}$$

Balance de Metanol.

$$F x_F = D x_D + B x_B \quad \text{Ec. 3.2}$$

Base de cálculo: 453 Kg/hr Mezcla Metanol-Agua.

Metanol P.M. 32

Agua P.M. 18

Fracción molar del metanol en:

$$\text{- Alimentación} \quad x_F = \frac{60/32}{60/32 + 40/18} = 0.4576$$

$$\text{- Destilado} \quad x_D = \frac{95/32}{95/32 + 5/18} = 0.915$$

$$\text{- Fondos} \quad x_B = \frac{2/32}{2/32 + 98/18} = 0.0113$$

- Peso molecular medio de:

- Alimentación $PM_F = \frac{100}{60/32 + 40/18} = 24.4 \text{ Kg/Kg-Mol}$

- Destilado $PM_D = \frac{100}{95/32 + 5/18} = 30.8 \text{ Kg-Mol}$

- Fondos $PM_B = \frac{100}{2/32 + 98/18} = 18.51 \text{ Kg/Kg-Mol}$

Se tiene que la velocidad de alimentación será:

$$F = \frac{453 \text{ Kg/hr}}{24.4 \text{ Kg/Kg-Mol}} = 18.56 \text{ Kg-Mol/hr} \quad (40.83 \text{ lbMol/hr})$$

El Balance total de Materia según el diagrama de la columna será:

De la Lc. 3.1 y 3.2 se obtiene:

$$B = \frac{F(x_f - x_D)}{(x_B - x_D)} = \dots \dots \dots \quad (\text{Ec. 3.3})$$

Sustituyendo valores se tiene:

$$B = \frac{18.56 (0.4576 - 0.915)}{(0.0113 - 0.915)} = 9.39$$

$$B = 9.39 \text{ Kg-mol/hr} \quad (20.65 \text{ Lb-mol/hr})$$

Despejando D de la Ec. IV.1 se obtiene:

$$D = F - B \dots \dots \dots \quad (\text{Es. 3.4})$$

Sustituyendo valores se tiene:

$$D = 18.56 - 9.39 = 9.17$$

$$D = 9.17 \text{ Kg-Mol/hr} \quad (20.17 \text{ lb-mol/hr})$$

Los gastos expresados en masa serán:

$$I = 18.56 \times 24.40 = 453 \text{ Kg/hr} \quad (996.6 \text{ lb/hr})$$

$$B = 9.39 \times 18.15 = 170.42 \text{ Kg/hr} \quad (374.9 \text{ lb/hr})$$

$$D = 9.17 \times 30.8 = 282.43 \text{ Kg/hr} \quad (621.3 \text{ lb/hr})$$

Balance de Energía.

Para realizar el Balance de Energía se toma como base de cálculo 453 Kg/hr que corresponden a la alimentación cuya composición mínima es 60% en peso de Metanol. Por lo mismo, es necesario hacer correcciones a los pesos específicos y entalpía de los componentes de la mezcla.

$$\text{Calor específico del Metanol } C_p = 0.601 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$\text{Calor específico de agua } C_p = 1 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

$$\text{Entalpía de Vaporización del Metanol } H_v = 473.04 \text{ BTU/lb}$$

$$\text{Entalpía de Vaporización del Agua } H_v = 1004 \text{ BTU/lb (a } 68^\circ\text{C)}$$

Con estos datos se obtiene el calor específico de la alimentación y entalpía de vaporización del destilado.

Calor específico de la Alimentación.

$$C_{p_{\text{alim}}} = 0.6 C_p^{\text{CH}_2\text{OH}} + 0.4 C_p^{\text{H}_2\text{O}} \dots\dots\dots(\text{Ec.3.4})$$

Sustituyendo valores se tiene:

$$\begin{aligned} C_{p_{\text{alim}}} &= 0.6(0.601) + 0.4(1) \\ &= 0.7606 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Entalpía de Vaporización del Destilado:

$$H_{v_{\text{dest}}} = 0.95 (H_v^{\text{CH}_3\text{OH}}) + 0.05 (H_v^{\text{H}_2\text{O}}) \dots(\text{Ec. 3.6})$$

Sustituyendo valores:

$$\begin{aligned} H_{v_{\text{dest.}}} &= 0.95 (473.04) + 0.05 (1004) \\ &= 499.6 \text{ BTU/lb} \end{aligned}$$

El Balance Total de calor será:

$$Q_T = Q_S + Q_L \dots\dots\dots(\text{Ec. 3.7})$$

En donde:

$$Q_T = \text{Calor Total.}$$

$$Q_S \text{ F} = \text{Calor sensible de la Alimentación}$$

$$Q_L \text{ D} = \text{Calor latente del destilado}$$

Dado que:

$$Q_S \text{ F} = C_p (F) m_1 T \dots\dots\dots(\text{Ec. 3.8})$$

$$Q_L \text{ D} = H_{v_{\text{mm}2}} \dots\dots\dots (\text{Ec. 3.9})$$

$$\text{En donde: } T = T_b - T_F \text{ (Diferencia de temperatura)}$$

$$T_b = \text{Temperatura de ebullición del destilado } 154.4^\circ\text{F}$$

$$T_F = \text{Temperatura de la alimentación } 68^\circ\text{F}$$

$$m_1 = \text{masa de la alimentación } 996.6 \text{ lb/hr}$$

$$m_2 = \text{masa del destilado } 621.6 \text{ lb/hr}$$

$$T = \text{Diferencia de temperatura } 86.4^\circ\text{F}$$

Haciendo las sustituciones respectivas, finalmente tendremos en la ec. 3.7:

$$Q_T = 0.7606 (996.6 \text{ lb/hr}) (86.4^\circ\text{F}) + 499.6 \text{ BTU/lb} \\ 621.6 \text{ lb/hr}$$

$$Q_T = 376,043 \text{ BTU/hr}$$

Esta cantidad de calor corresponde al Balance de Energía en la columna de rectificación sin considerar las condiciones de reflujo del destilado. Como el consumo de calor en el rehervidor es función directa de la cantidad de vapor de destilado condensado en la columna, es de gran importancia conocer la cantidad de reflujo que tiene lugar en el domo de la columna; por lo que éste se mostrará en el diseño de la columna del capítulo 4.1.

CORRIENTE	ALIMENTACION	FONDOS	DESTILADO	PRODUCTO	REFLUJO
CARACTERISTICAS					
Fracción Mol %	0.4576	0.0113	0.915	0.915	0.915
Flujo					
Lb-Mol/h	40.83	20.65	29.76	20.17	9.59
Kg-Mol/h	18.56	9.39	13.52	9.17	4.35
Temperatura					
°F	68	211	154	150	150
°C	20	99.5	68	65.5	65.5
Presión					
mm de Hg	760	760	760	760	760
PSIA	14.7	14.7	14.7	14.7	14.7
Densidad					
Lb/ft ³	54	62.3	0.056	47	47
Kg/l	0.87	1.0	0.000895	0.752	0.752
Cap. Calorífica					
Cp BTU/Lb	0.76	1.0		0.6209	0.6209
Hv					
BTU/lb	65.71	86.4	499.6	499.6	499.6
Kcal/Hg	36.45	48	277.56	277.56	277.56

T A B L A No. 3.1

C A P I T U L O 4

DISEÑO DEL EQUIPO DE PROCESO.

4.1. Cálculo de la Columna de Destilación Empacada.

Para el dimensionamiento preliminar de la columna de destilación empacada que de este anteproyecto representa la parte más importante del proceso, es necesario tener presente la información obtenida en el balance de materia y energía, el cual ha sido efectuado en el capítulo 3.

Además de la información citada, otras consideraciones - de diseño deben ser tomadas en cuenta, entre las cuales fundamentalmente se destacan las siguientes:

- Condiciones de las corrientes.
- Diagrama de equilibrio.
- Reflujo máximo, mínimo y de diseño.
- Líneas de operación y etapas teóricas.
- Cálculo de coeficientes de transferencia de masa.
- Cálculo de diámetro de la columna.
- Cálculo del techo empacado.
- Requerimientos internos.
- Altura total de la columna.

Condiciones de las corrientes.- Una vez establecidas las características de las principales corrientes, en la columna, se está en posibilidad de establecer las líneas de operación, cuyo cálculo es función de la cantidad de reflujo de diseño.

Los datos característicos de las corrientes principales son tomados de la tabla 3.1.

Diagrama de Equilibrio.- El Diagrama de Equilibrio del sistema Metanol-Agua, Fig. 1,2 utilizará como medio de cálculo, al método gráfico de Mc Cabe-Thiele, el cual junto con las líneas de operación representa el punto de partida para calcular gráficamente el número de etapas teóricas necesarias para lograr la separación de los componentes a la concentración de diseño.

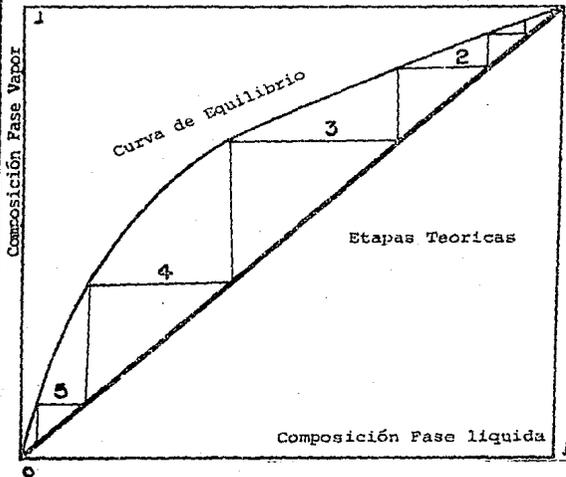
Reflujo Máximo, Mínimo y de Diseño.

El reflujo de Diseño en la columna, es un factor primordial para el diseño de la misma, puesto que, es una variable que influye en la determinación del gasto de calor, y deberá estar -- comprendido en un rango que va desde el reflujo mínimo hasta el reflujo total o máximo.

Para el reflujo mínimo, es necesario tener un número in finito de etapas; para un reflujo máximo se requiere tener un número mínimo de etapas.

En el Diagrama de Equilibrio metanol-Agua, el número mi nimo de etapas operando a reflujo total es de cinco (Fig. 4.2), y el número máximo de etapas operando a reflujo mínimo resulta ser infinito (Fig. 4.3).

Para este caso particular, se ha seleccionado un reflujo de diseño con un valor de 1.1 veces el reflujo mínimo, estando comprendido dicho valor entre el reflujo mínimo y el reflujo máximo obtenido.



Diagramas para la
determinación de -
etapas teóricas a
Reflujo Total y a
Reflujo Mínimo.

Fig. 4.2. REFLUJO TOTAL.

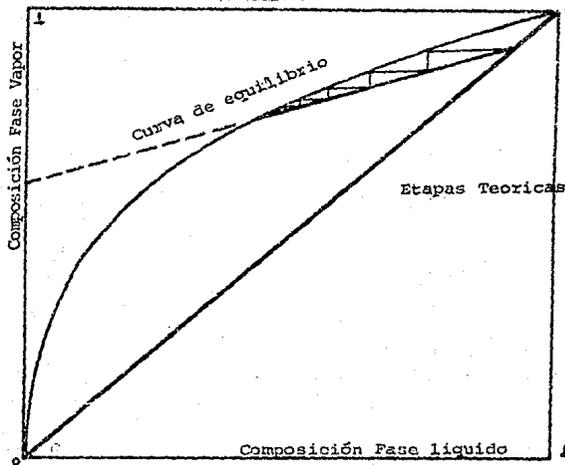


Fig. 4.3. REFLUJO MÍNIMO

Cálculo de las Líneas de Operación y Etapas Teóricas en el Diagrama de Equilibrio.

Cálculo de la Línea de Operación en la Sección de Rectificación.- Esta línea se obtiene utilizando el Diagrama de la fig. 4.4 trazando una línea recta desde el punto (x_D, y_D) y el punto de intersección de la línea de alimentación con la curva de equilibrio hasta la ordenada en el origen, de la cual se obtiene el reflujo mínimo R_{\min} .

Línea de Alimentación.- Esta línea depende de las condiciones en que la alimentación entra al sistema. Para el caso particular de este anteproyecto, la mezcla entra a la columna como líquido, subenfriado a 20°C (68°F).

Es posible precalentar la alimentación con el fin de -- ahorrar energía en el rehervidor, pero se considera el caso extremo en el cual no se pudiese calentar la mezcla a una temperatura mayor de 68°F, por lo que, las exigencias de calor en estas condiciones se hacen más críticas, siendonecesario calcular el máximo gasto de calorías que se deberán suministrar en el rehervidor.

A partir de la ecuación 4.1 se calcula la fracción de líquido vaporizado.

$$f = - \frac{C_{pL} (T_b - T_F)}{\lambda} \dots\dots\dots Ec. 4.1$$

En donde:

C_{pL} = Calor específico de la alimentación 0.7606 Kcal/Kg°C

T_b = Temperatura de ebullición de la alimentación
78.8°C (172°F)

T_F = Temperatura de la alimentación 68°C

λ = Calor de vaporización de la alimentación 284 Kcal/Kg

Sustituyendo valores en la ecuación 4.1:

$$f = - \frac{0.7606 (78.8 - 20)}{284}$$

$$f = - 0.1553$$

La pendiente de la línea de alimentación se obtiene de la ec. 4.2

$$y = - \frac{(1 - f)}{f} x + \frac{x_F}{f} \dots\dots\dots Ec. 4.2$$

en donde la pendiente m es igual

$$m = - \frac{(1 - f)}{f}$$

$$m = - \frac{(1 - (-0.1553))}{- 0.1553}$$

$$m = 7.43$$

Por lo tanto, la ecuación 4.2 resultará para $x - x_F = 0.45$

$$y = 7.43 (0.457) = - \frac{0.457}{- 0.1553}$$

$$y = 0.452$$

Por lo que, desde el punto de coordenadas (0.45, 0.45) se traza - una línea de alimentación con pendiente $m=7.43$ hasta interceptar la curva de equilibrio; obteniéndose en la intercepción el punto - (0.5, 0.79)

En el Diagrama de la Fig. 4.3, se traza la línea de operación de la sección de rectificación para el reflujo mínimo, con los puntos (x_D, y_D) y (0.5, 0.79) hasta el eje de ordenadas, obteniéndose un valor de 0.64.

De la ecuación 4.3

$$\frac{x_D}{R_M + 1} = 0.64 \dots\dots\dots \text{Ec. 4.3}$$

De donde el reflujo mínimo es $R_M = 0.4318$

Como el reflujo de diseño R_D se toma como 1.1 veces el reflujo mínimo, se tiene:

$$\begin{aligned} R_D &= 1.1 R_M \\ &= 1.1 (0.4318) \\ &= 0.475 \end{aligned}$$

Con el dato del reflujo de diseño considerado se pasa al cálculo del número de etapas teóricas.

De la ecuación 4.3 y utilizando el Reflujo de Diseño -- R_D se obtiene la ordenada de la línea de operación de la sección de rectificación que se utiliza para calcular el número de etapas teóricas.

$$\frac{x_D}{R_D + 1} = y$$

$$\frac{0.915}{0.475 + 1} = 0.62$$

La línea de operación de la sección de rectificación, se traza desde el punto (x_D, y_D) hasta el valor de la ordenada 0.62 en el Diagrama de Equilibrio Metanol-Agua Fig. 4.4

En el punto de intercepción de la línea de alimentación y de la línea de operación de rectificación, se traza una recta hasta el punto (x_B, y_B) que corresponderá a la línea de la sección de agotamiento. Con estas líneas se puede calcular ya el número de -- etapas teóricas que resulta ser de ONCE incluyendo el rehervidor - Fig. 4.4 (este cálculo de número de etapas teóricas ayudará a obtener los coeficientes de transferencia de masa).

En el Diagrama también se localiza el plato de alimentación, el cual resulta ser la etapa número 5. Este cálculo de etapas teóricas servirá para obtener los gastos a diferentes concentraciones y tomar éstas como referencias para el cálculo de coeficientes de transferencia de masa.

Cálculo de gastos de vapor y líquido en diferentes puntos de la columna.

En el diseño de una columna de rectificación, es importante analizar el comportamiento de las corrientes de líquido y gas, en virtud de que no se tienen flujos constantes de éstos a través de la torre, ya que existen variaciones en el reflujo y en las condiciones de la alimentación, por lo que se determinarán las cargas de vapor y líquido en diferentes puntos de la columna seleccionándose aquel punto en el que exista el mayor flujo a contracorriente, el cual servirá de base para determinar el diámetro de la torre, ya que en este lugar se tienen las exigencias más críticas en cuanto al flujo de masa por unidad de área.

Los puntos considerados corresponden a las etapas previamente determinadas.

Los valores para x e y se obtienen del Diagrama de Equilibrio en la línea de operación. Etapa No. 1

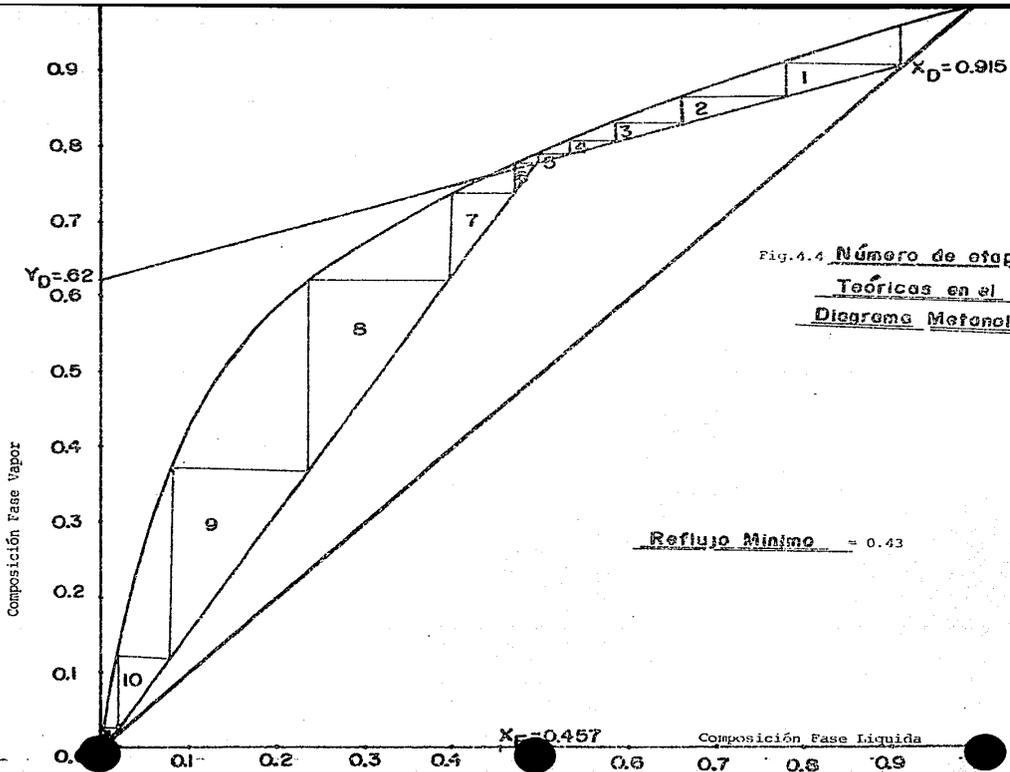


Fig. 4.4 Número de etapas
Teóricas en el
Diagrama Metanol-Agua

Se obtendrán a partir de las siguientes ecuaciones:

$$G_1 = D(R_D + 1) \dots\dots\dots\text{Ec. 4.4}$$

$$L_0 = D R_D \dots\dots\dots\text{Ec. 4.5}$$

Sustituyendo por sus valores correspondientes, se obtiene;

$$\begin{aligned} G_1 &= 20.17 (0.475 + 1) \\ &= 29.75 \text{ lb-mol/hr} \quad (13.52 \text{ Kg-mol/hr}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_0 &= 20.17 (0.475) \\ &= 9.58 \text{ lb-mol/hr} \quad (4.35 \text{ Kg-mol/hr}) \end{aligned}$$

Etapa No. 5.- En donde $x=0.5$, $y=0.78$

De la ecuación 4.6 para calcular gasto del líquido, se tiene:

$$\frac{L_n}{D} = \frac{x_D - y_{n+1}}{y_{n+1} - x_n} \dots\dots\dots\text{Ec. 4.6}$$

Para $n=5$ (etapa de alimentación) se tiene:

$$\frac{L_5}{D} = \frac{x_D - y_6}{y_6 - x_5}$$

Despejando y sustituyendo se obtiene:

$$L_5 = \frac{x_D - y_6}{y_6 - x_5} D = \frac{0.915 - 0.78}{0.78 - 0.51} = (0.17)$$

$$L_5 = 10.08 \text{ lb-mol/hr} \quad (4.58 \text{ Kg-mol/hr})$$

Análogamente, para el cálculo del gasto de gas, se efectúa a partir de la Ec. 4.7

$$\frac{L_n}{G_{n+1}} = \frac{x_D - y_{n+1}}{x_S + x_n} \dots\dots\dots\text{Ec. 4.7}$$

Para $n=5$, se tiene:

$$\frac{L_5}{G_6} = \frac{x_D - y_6}{x_D - x_5}$$

Despejando y sustituyendo, se tiene:

$$G_6 = 30.25 \text{ lb mol/hr} \quad (13.75 \text{ Kg mol/hr})$$

Etapa No. 2.

Para una concentración intermedia en la sección de enri quecimiento se toma como referencia la segunda etapa en la cual se tiene:

Para $x = 0.68$; $y = 0.84$

Haciendo uso de las ecuaciones 4.6 y 4.7 para el cálculo del líquido y del gas, respectivamente, se tiene para el líquido:

$$\frac{L_2}{D} = \frac{0.915 - 0.84}{0.84 - 0.64} = 0.468$$

De donde:

$$L_2 = 0.468 (20.17)$$

$$L_2 = 9.44 \text{ lb mol/hr} \quad (4.29 \text{ Kg mol/hr})$$

Para el gas:

$$\frac{L_2}{G_3} = \frac{x_D - y_3}{x_D - x_2}$$

Sustituyendo:

$$\frac{L_2}{G_3} = \frac{0.915 - 0.84}{0.915 - 0.68}$$

Despejando:

$$G_3 = \frac{9.44}{0.3191}$$

$$G_3 = 29.57 \text{ lb mol/hr} \quad (13.44 \text{ Kg mol/hr})$$

Determinación de los gastos en la Sección de Agotamiento.

El cálculo de los gastos en esta sección es análogo al efectuado en la sección de Rectificación, sólo que se considera la línea de operación de agotamiento para la determinación de las concentraciones en los puntos correspondientes.

Etapa No. 6.

Para determinar el gasto del líquido en la parte inferior del plato de alimentación, se hará uso de la ecuación 4.8:

$$\frac{L_m}{B} = \frac{y_{m+1} - x_B}{y_{m+1} - x_m} \quad \dots \quad \text{Ec. 4.8}$$

Para $x_m = 0.5$ $y_{m+1} = 0.78$; $x_B = 0.011$ y sustituyendo:

$$\frac{L_6}{20.65} = \frac{0.78 - 0.011}{0.78 - 0.50}$$

De donde:

$$L_6 = 56.71 \text{ lb mol/hr} \quad (25.75 \text{ Kg mol/hr})$$

Para el gasto del gas se utiliza la ec. 4.9

$$\frac{L_m}{G_{m+1}} = \frac{y_{m+1} - x_B}{x_m - x_B} \quad \dots \quad \text{ec. 4.9}$$

Sustituyendo valores en la ec. 4.9, se tiene:

$$\frac{56.71}{G_7} = \frac{0.78 - 0.011}{0.50 - 0.011}$$

De donde $G_7 = 36.06 \text{ lb mol/hr}$ (16.39 Kg mol/hr)

Para el fondo de la columna se tiene:

Utilizando la ecuación 4.10

$$L_m = G_{m+1} + B \dots\dots\dots \text{ec. 4.10}$$

$$L_{11} = G_{12} + 20.65 \dots\dots\dots \text{ec. 4.11}$$

$$\frac{L_{11}}{G_{12}} = \frac{0.05 - 0.011}{0.35 - 0.11}$$

$$\frac{L_{11}}{G_{12}} = 1.62 \dots\dots\dots \text{ec. 4.12}$$

Resolviendo las ecuaciones 4.11 y 4.12, se tiene para la cantidad de líquido que entra al rehervidor:

$$L_{11} = 53.95 \text{ lb mol/hr} \quad (24.52 \text{ Kg mol/hr})$$

Para la cantidad de gas que sale del rehervidor se tiene:

$$G_{12} = 33.30 \text{ lb mol/hr} \quad (15.13 \text{ Kg mol/hr})$$

La determinación de los gastos de líquido y gas para puntos intermedios, tanto en la sección de agotamiento como en la de enriquecimiento, son efectuadas en forma similar y los resultados obtenidos son resumidos en la tabla No. 4.2

V A P O R

L I Q U I D O

No. de Etapa	Y % mol	P.M. Lb/Lb mol	F l u j o			X % mol Lb/Lb mol	P.M.	F l u j o		
			Lb mol/h	Lb/h	Kg/h			Lb mol/h	Lb/h	Kg/h
1	0.015	30.80	29.75	916.3	416.5	0.915	30.8	9.58	295	134
2	0.84	29.76	29.57	880	400	0.68	27.52	9.44	260	118
5	0.78	28.92	30.25	874.8	397	0.5	25	10.08	252	114
6	0.78	28.92	36.07	1013	474	0.5	25	56.71	1418	644
8	0.6	26.4	37.26	983	447	0.39	23.4	57.91	1359	618
9	0.33	22.62	39.23	887	0.22	0.22	21.08	60	1262	574
10	0.09	19.26	44.6	859	390	0.065	18.91	65	1234	561
Fondos	0.05	18.98	33.3	632	287	0.035	18.16	54	980	445

Tabla 4.2 Gastos de Líquido y Vapor en distintas etapas de la columna de Destilación.

DETERMINACION DEL DIAMETRO DE LA COLUMNA.

El diámetro de la columna empacada será fijado en base - al flujo máximo de líquido y vapor a través de la columna, el cual se localiza en la parte superior de la sección de agotamiento, es decir, en el punto donde se introduce la alimentación. Los valores de x e y son los de la línea de operación calculada en el número - de etapas ideales.

La temperatura del líquido y del gas, son los puntos de Burbuja y de Rocío respectivamente. Las líneas de operación se intersecan en $x=0.5$ que es el punto que divide a las secciones de enriquecimiento y de agotamiento. En el punto donde se tiene el máximo flujo de masa, las densidades del líquido y el vapor son las siguientes:

$$\text{Densidad del gas } \rho_g = 0.056 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Densidad del líquido } \rho_L = 54 \text{ lb/ft}^3$$

Los flujos de líquido y vapor en ese mismo punto son:

$$L' = 1418 \text{ Lb/h}$$

$$G' = 1043 \text{ Lb/h}$$

Con los cuatro datos anteriores se procede a determinar la caída de presión para posteriormente determinar el flujo de masa por unidad de área por tiempo G'

$$\text{Se utiliza la relación } \frac{L'}{G'} \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_L}} = \frac{1418}{1043} \sqrt{\frac{0.056}{54}} = 0.044$$

Con cuyo vapor se consulta la fig.4.5 y en la curva correspondiente a una caída de presión de 0.5 in de H_2O /ft de empaque se obtiene una ordenada = 0.056.

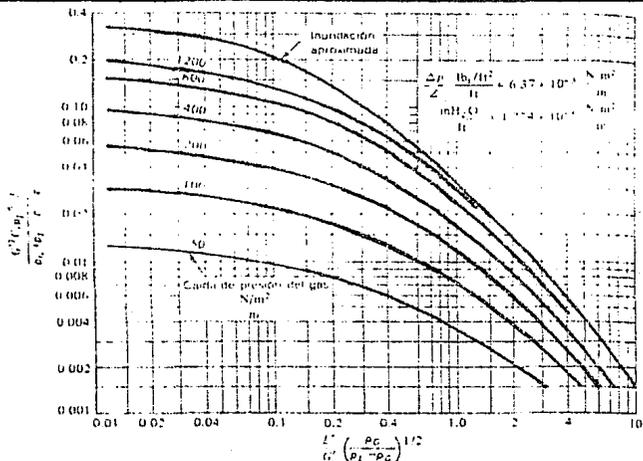


Figura 6.34 Inundación y caída de presión en torres con empaques al azar (coordenadas de Eckert [12], Chemical Process Products Division, Norton Co.) Para unidades SI (kg, m, s), $g_c = 1$, C de la tabla 6.3, y utilizar $J = 1$. Para $G' = \text{lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{h}$, $\rho = \text{lb}_m/\text{ft}^3$, $\mu_c = \text{centipoise}$, $g_c = 4.18(10^8)$, C de la tabla 6.3, y utilizar $J = 1.502$.

Fig. 4.5 Inundación y caída de presión en Torres Empacadas al azar.

$$\text{Es decir, } 0.056 = \frac{(G')^2 C_p (\mu_c)^{0.2}}{g_c \rho_c \rho_v} \left(\frac{\rho_v}{\rho_c} \right)$$

$$\text{De donde: } G' = \left[\frac{0.056 g_c \rho_c \rho_v}{C_p (\mu_c)^{0.2}} \left(\frac{\rho_c}{\rho_v} \right) \right]^{1/2}$$

Sustituyendo los valores:

$$G' = \left[\frac{0.056 \times 4.18 \times 10^8 \times 0.056 \times 54}{95 \times (0.45)^{0.2}} \times \frac{54}{62.8} \right]^{1/2}$$

$$G' = 867 \text{ lb/h ft}^2$$

Este flujo será el límite y permitirá operar a la columna sin complicación. Si se eligiera un diámetro de columna de 1,5 ft, el área transversal es de 1.76 ft². Si se divide el flujo máximo de vapor correspondiente a la parte superior del lugar donde se

suministra la alimentación, se tiene:

$$\frac{1043}{1.76} = 592 \text{ Lb/h ft}^2$$

Este gasto no excede al calculado en G', por lo mismo se puede tomar un diámetro de 1.5 ft.

Cálculo del Diámetro de la Columna Empacada.

Los métodos tradicionalmente empleados para la determinación de la hidráulica de las columnas empacadas que utilizan como base la correlación de Walker o alguna otra de sus derivaciones -- (Sherwood, Lobo, Eckert, etc.), presentan un alto grado de incertidumbre, por las altas desviaciones que exhiben. Debido a lo cual se ha tomado como base para el cálculo del diámetro de la columna empacada de la presente tesis, el método corto desarrollado por la Fractionation Research Inc. (FRI).

Este método se basa fundamentalmente en el cálculo de la Altura Equivalente de Plato Teórico HETP.

La determinación del diámetro de la Torre en base al porcentaje de inundación y al punto de carga es razonablemente confiable. Los resultados obtenidos en cuanto a la altura de lecho empacado, deben tomarse con cautela, no obstante son bastante aceptables para dimensionamientos preliminares.

Se procurará que en el diseño de la columna, ésta se sitúe entre 50 y 80% de la inundación, y que el porcentaje de carga, sea lo más alto posible.

Recordando que el punto de carga 100% corresponde a una máxima eficiencia, y que para diferentes sistemas, generalmente se encuentra entre un 75-90% de la inundación.

Si se utilizan inundaciones mayores del 80%, la eficiencia decrece rápidamente, por lo que, un diseño muy ajustado tratando de conseguir eficiencia muy alta, podrá en un momento dado de la

de la operación, caer en condiciones de inestabilidad y baja eficiencia.

La inundación menor al 40% tampoco es recomendable porque se tiene una reducción en la eficiencia del empaque.

Para predimensionar una columna empacada por el método -- corto, es necesario cubrir los siguientes requerimientos:

- Conocer los flujos y densidades de vapor y líquido en las secciones críticas de la torre.
- Que el empaque de la columna sea alguno de los siguientes:

Anillos Raschig cerámicos de 3/4, 1 1/2 y 3".

Anillos Pall metálicos de 2".

Anillos perforados metálicos de 2 y 3".

Monturas Berl de 2".

- Que las propiedades físicas del líquido y vapor, estén entre los rangos indicados a continuación:

	mínimo	máximo
Densidad líquido lb/ft ³	20	53
Densidad del vapor lb/ft ³	0.0025	8
Tensión superf. dinas/cm	0.2	70
Viscosidad líquido cp	0.035	1.6

Definición de términos.

a). Hold up.- Es la cantidad de líquido retenido sobre las paredes y en los espacios huecos del empaque.

b). Punto de Inundación.- Situación operacional que se presenta cuando el Hold up resulta excesivo, de tal manera que, para aumentar el flujo de vapor se tiene que disminuir el flujo de líquido.

c). Punto de carga.- Se dice que un lecho está en su punto de carga, cuando maneja los flujos de líquido y vapor que hacen máxima la eficiencia de la columna empacada. Por experiencia se ha observado que este punto se manifiesta cuando la torre opera entre el 75 y 90% de inundamiento.

d). Altura Equivalente de Plato Teórico HETP.- Altura de empaque en la que se logra, a las condiciones de operación, una separación equivalente a la de un plato teórico.

e). Altura de la Unidad de Transferencia HTU.- Altura de empaque de una unidad de transferencia de masa.

f). Zona.- Porción de la torre donde los flujos de vapor y líquido permanecen más o menos constantes. En las torres con una alimentación es usual tener una o dos zonas, para torres con mayor número de alimentaciones, lo más probable es que se tengan más de dos zonas.

Procedimiento de Cálculo.

Los datos necesarios para la aplicación del método corto, se dan a continuación.

Densidad del líquido	=	54 lb/ft ³
Densidad del vapor	=	0.56 lb/ft ³
Flujo máximo de líquido L'	=	1418 lb/h
Flujo mínimo del líquido L ₂	=	252 lb/h
Flujo máximo de vapor V'	=	1043 lb/h
Viscosidad del líquido	=	0.45 cp

Tipo de Empaque: Anillos Raschig de 1.5" cerámica.

Se utilizará la siguiente ecuación empírica:

$$D_t = \left[1.13 \frac{V \text{ load}}{R_0} - \text{GPM ln } R_3 \right]^{1/2}$$

Donde:

D_t = Diámetro de la torre, en pies.

$V \text{ load} = \text{cfs vapor} (\rho_v / \rho_L - \rho_v)^{1/2}$

cfs = flujo volumétrico de vapor entrante al plato donde se tiene el máximo flujo. ft³/seg.

ρ_v = Densidad del vapor.

ρ_L = Densidad del líquido.

GPM = Flujo volumétrico del líquido efluente del plato donde se tiene el máximo gasto. Gal/min.

R_0 = Parámetro característico del empaque = 0.176 (gráfica 1).

R_2 = Parámetro característico del empaque = 0.238

R_3 = Parámetro característico del empaque = 0.973
(gráfica 3).

Haciendo las sustituciones en las ecuaciones adecuadas.

$$\text{cfs} = 36.07 \text{ lb mol/h} \times 28.92 \text{ Lb/Lb mol} = 1043 \text{ Lb/h.}$$

$$= 1043 \text{ lb/h} \times \frac{1 \text{ h}}{3600} \times \frac{1}{0.056} = 5.17 \text{ cfs.}$$

$$\text{cfs} = 5.17$$

$$V \text{ load} = \text{cfs vapor} (P_v / P_L - P_v)^{1/2} = 5.174(0.56/54 - 0.056)^{1/2}$$

$$V \text{ load} = 0.1667$$

$$D_t = 1.13 (V \text{ load}/R_o - \text{GPM} \ln R_3)^{1/2}$$

$$\text{GPM} = 3.2733$$

$$D_t = 1.13 (0.1667/0.176 - 3.273 \ln 0.973)^{1/2}$$

$D_t = 1.15 \text{ ft.}$ Este diámetro puede redondearse a 1.5 ft, lo cual genera Area de 1.038 ft².

Cálculo de la Caída de Presión.

Se hace mediante la ecuación empírica siguiente:

$$P = R_6 F_s^{1.5} + R_7 L + R_8 \exp. (R_9 (C_s/C_{sf}))$$

Donde:

ΔP = Caída de presión de la corriente gaseosa, pulgadas de agua por pie de empaque.

R_6, R_7, R_8, R_9 = Coeficientes característicos del empaque, en este caso Anillos Rachig de 1.5" cerámica.

$$R_6 = 0.28$$

$$R_7 = 0.010$$

$$R_8 = 0.0035$$

$$R_9 = 6.975$$

F_s = Factor basado en el área de la torre.

$$= V_s (P_v)^{1/2} \quad V_s = \text{cfs}/A = 5.17/1.038 = 4.98 \text{ ft/seg.}$$

$$= 4.98 (0.056)^{1/2} = 1.178$$

$$\underline{F_s = 1.78}$$

$$P_v = 0.056 \text{ lb/ft}^3$$

L = Flujo del líquido GPM/ft²

$$\underline{L = 3.153 \text{ GPM/ft}^2}$$

C_s = Factor de capacidad basado en el área de la torre.

$$= V_s (P_v / (P_L - P_v))^{1/2} \quad \text{ft/seg}$$

$$= 4.98 (0.056/54 - 0.56)^{1/2}$$

$$\underline{C_s = 0.1604}$$

C_{sf} = Factor de capacidad en el punto de inundación.

$$= R_2 (R_3)^L$$

$$= 0.238 (0.973)^{3.153}$$

$$\underline{= 0.218}$$

Sustituyendo en la ecuación de la caída de presión:

$$\begin{aligned}\Delta P &= R_6 F_s^{1.5} + R_7 L + R_8 \exp. [R_9 C_s/C_{sf}] \\ &= 0.28 (1.178)^{1.5} + 0.010 (3.153) + 0.0035 \exp 6.975 \\ &\quad (0.160/0.218).\end{aligned}$$

$$\underline{P/P = 0.388 \text{ in de agua/pie de empaque.}}$$

Porcentaje de inundación.- Es el cociente entre el factor de capacidad a las condiciones de operación (C_s), y el factor de capacidad en inundación (C_{sf}) multiplicado por 100.

$$\begin{aligned}\% \text{ de Inundación} &= 100 (C_s/C_{sf}) \\ &= 100 (C_s/C_{sf}) \\ &= 100(0.16/0.18) \\ &= 73.39\%\end{aligned}$$

Punto de Carga.- Se define como las condiciones de operación que generan la máxima eficiencia global. Se representa por C_{sL}

$$\begin{aligned}C_{sL} &= R_0 R_3^L \\ &= 0.176 (0.973)^{3.153}\end{aligned}$$

$$\underline{C_{sL} = 0.1614}$$

$$\begin{aligned}\text{Porcentaje de carga} &= 100 (C_s/C_{sL}) = 100(0.1604/0.1614) \\ &= 99.3\%\end{aligned}$$

Cálculo de la altura Equivalente de Plato Teórico HETP.

Se hace con la siguiente ecuación empírica.

$$\text{H.E.T.P.} = \frac{170}{\Delta P^{0.103} b_1 [P_v/P_L - P_v]^{b_2}}$$

Donde: H.E.T.P. = Altura de empaque equivalente a un Plato Teórico, pulg.

b_1, b_2 = Parámetros característicos del empaque.

$$b_1 = 0.69$$

$$b_2 = 0.0$$

Haciendo las sustituciones adecuadas se tiene:

$$\begin{aligned} \text{H.E.T.P.} &= \frac{17}{(0.388)^{0.103} \times 0.69 \left[\frac{F_v}{E \cdot E} \right]^{0.0}} \\ &= 18.74 \text{ in/ft de empaque.} \end{aligned}$$

El método recomienda el uso de flujos de operación mínimos en el vapor, es por ésto, que se calculará la H.E.T.P. considerando - el gasto mínimo a través de la columna, el cual es 0.6684 GPM.

Así, se tiene:

$$L = 0.6684/1.038$$

$$L = 0.644 \text{ GPM/ft}^2$$

$$C_{fs} = 3.13$$

$$V_s = 3.13/1.038 = 3.020 \text{ ft/seg.}$$

$$f_s = 0.7146$$

$$\text{I.P.} = 0.755 \text{ in H}_2\text{O/ pie de empaque.}$$

Obteniéndose con los datos anteriores la Altura Equivalente de

Plato Teórico.

H.E.T.P. = 29.48 in/ft de empaque.

RESUMEN:

$D_t = 1.15$ ft el cual se redondea a 1.5 ft.

$\Delta P = 0.388$ in H_2O /ft de empaque para flujo máximo.

$\Delta P = 0.1755$ in " " " flujo mínimo.

% de inundación = 73.39

% de Carga = 99

H.E.T.P. = 18.74 in para flujo máximo.

H.E.T.P. = 29.48 in para flujo mínimo.

Altura total de Empaque:

$$29.48 \times 11 = 324.28" = 27'$$

Se considera una eficiencia del empaque de 70%, por lo tanto se tiene:

$$270/0.7 = 38' \text{ ft de altura.}$$

PLANTA Recuperador de Solventes
 LOCALIZACION Zona Industrial Toltecas Lermo Mex.
 CLAVE DA-01
 No. UNIDADES 1

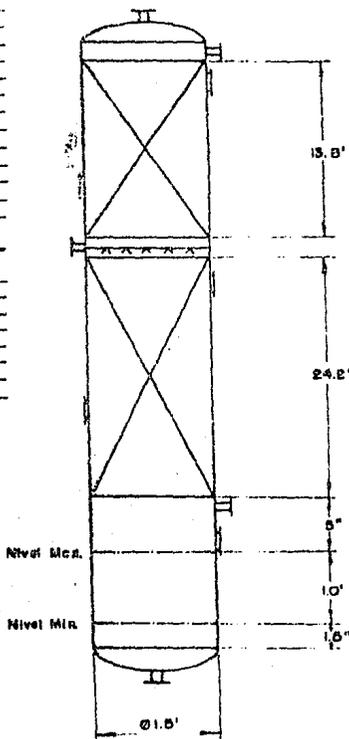
HOJA 1 DE 1
 FECHA Abril de 1967

TORRES
 HOJA DE DATOS

TIPO Columna Empacada
 DIAMETRO 1.6 Pies
 ALTURA 40 Pies
 CARGAS ELIP X
 TEMP. DE OPERACION PARTE SUP 647°C 1184°F
 TEMP. DE OPERACION PARTE INF 21°C 100°F
 PRESION DE OPERACION 800 mm. 10.64 PSIG
 CORROSION PERMISIBLE: CASCARON 1/8 Pts.
 MATERIALES: CASCARON Ac Carbon ESPESOR 1/4 Pts.
 AMPLAMIENTO: CONSERVACION I
 MATERIAL DEL EMPAQUE: Corrosivo
 EMPAQUE: TIPO Anillos Raschia 1 1/2"
 No. DE CAMAS e Altura de cada Cama 13.6' y 24.8'
 PESO POR CAMA 1025 y 1794 Lbs.

CONCEPTO No. DIAM. SERVICIO y SIMBOLO

No.	CANT.	
1	8	6" Registro de Mano
2	1	1" Salida Vapor o Condensador
3	1	1" Entrada Reflujo de Destilado
4	1	1" Alimentación
5	1	1" o Reservidor Bomba de Rehorvidor
6	1	1" de Reservidor
7	1	Indicador de Presión
8	1	Indicador de Temperatura



VENIO PROFESIONAL
 FRANCISCO DE SANTIAGO URAN
 Carb. e Ingeniero Químico M.
 AVILA RIVERO S.
 1967

V. 2.1

CALCULO DEL CONDENSADOR

Para este caso, se utilizará un condensador horizontal por ser más conveniente al diseño en la columna.

Se requiere enfriar a temperatura de saturación un flujo de 13.51 K_g mol/h de Metanol al 95% en el domo de la columna.

En una masa se tiene:

$$\begin{aligned} 13.51 \times 30.8 &= 416.13 \text{ } K_g/\text{h vapor de Metanol.} \\ &= 917.42 \text{ Lb/h} \end{aligned}$$

La entalpia que ha de eliminarse es $\lambda = 276.68$ Kcal/ K_g , por lo tanto

$$Q_T = 416.13 \times 276.68 = 115\,135 \text{ Kcal/h}$$

es el calor que habrá de eliminarse.

BALANCE DE CALOR

$$Q = W \lambda = 115\,135 \text{ Kcal/h} = 456\,885 \text{ BTU/h}$$

Por conveniencia de gráficas y tablas, se manejará el Balance de Calor en unidades inglesas.

$$Q = W C_p \Delta t \quad W = \text{Gasto de Agua}$$

$$W = \frac{Q}{C_p \Delta t} = \frac{456\,885}{1(115-85)} = 15\,230 \text{ LB/h } H_2O$$

DIFERENCIA DE TEMPERATURA

FLUIDO CALIENTE METANOL		FLUIDO FRIO-AGUA	DIFERENCIA
$T_2 = 153.3^\circ\text{F}$ VAPOR SATURADO	ALTA TEMP.	$t_2 = 115^\circ\text{F}$	38.3°F
$T_1 = 153.3^\circ\text{F}$ LIQUIDO SATURADO	BAJA TEMP.	$t_1 = 85^\circ\text{F}$	68.3°F
	DIFERENCIA	30°F	30°F

$$\text{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{2.3 \log \frac{T_2 - t_1}{T_1 - t_2}} = \frac{68.3 - 38.3}{2.3 \log \frac{68.3}{38.3}} = 52^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD} = 52^\circ\text{F}$$

$$t_m = 52^\circ\text{F}$$

Para la evaluación de las propiedades, la temperatura del agua se considerará.

$$t_a = \frac{85 + 115}{2} = 100^\circ\text{F}$$

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA

Supongamos un Coeficiente de Diseño

$$U_D = 300 \text{ con lo cual}$$

$$Q = U_D \quad t_m =$$

$$\text{de donde } A = \frac{Q}{U_D \Delta t_m} = \frac{456886}{300 \times 52} = 29.28 \text{ ft}^2$$

Se necesita un área de transferencia en la superficie de tubos de 29.28 ft²

La condensación se verificará en la coraza, los tubos del condensador serán de 6' de longitud de 3/4" de diámetro exterior, y BWG = 16 el condensador será del tipo 1 - 2

Cálculo del número de tubos

$$N_t = \frac{A}{La_t} = \frac{29.83}{6 \times 0.1963} = 25.32 \text{ tubos}$$

El arreglo se tomará triangular de 15/16", la coraza según tabla de especificaciones será de 8" DI y el número de tubos se -- ajustará a 32.

El área de transferencia corregida para los tubos será:

$$A_t = 32 \times 6 \times 0.1963 = 37.68 \text{ ft}^2$$

El coeficiente corregido será:

$$U_D = \frac{456.885}{37.68} = 233.12 \text{ BTU/h } ^\circ\text{F ft}^2$$

CALCULO DE COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR

FLUIDO CALIENTE - CORAZA

VAPOR DE METANOL

Area de flujo de la coraza

$$a_s = \frac{ID \times C'B}{144 P_T} = \frac{8'' \times 0.1875 \times 8}{144 \times 0.937}$$

$$a_s = 0.0889 \text{ ft}^2$$

FLUIDO FRIO - TUBOS

AGUA

Area de flujo

$$a'_t = 0.302 \text{ pulg}^2/\text{tubo}$$

$$at = N_t a'_t = \frac{32 \times 0.302}{144 \times 6}$$

$$a_t = 0.01118$$

MASA VELOCIDAD DEL METANOL

$$G_s = \frac{917 \text{ Lb/h}}{0.0889} = 10,315 \text{ Lb/h ft}^2$$

Carga de Condensación

$$G'' = \frac{w}{L N_t} \sqrt{\frac{2}{3}} = \frac{917}{6 \times 32}$$

$$G'' = 18.19$$

Suponer

$$h = h_o = 500$$

$$\text{de } h_{i0} = 1008$$

Temperatura de Pared.

$$tw = ta + \frac{h_o}{h_{i0} + h_o} (T_v - ta)$$

$$= 100 + \frac{500}{1198 + 500} (153 - 100)$$

$$tw = 115.60 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Conductividad de la película.

$$K_f = 0.124 \frac{\text{BTU}}{h \text{ ft}^2} \text{ of/ft}$$

Gravedad Especifica

$$S_p = 0.8$$

Viscosidad

$$M_f = 0.37 \text{ cp}$$

$$h_o = 500$$

MASA VELOCIDAD DEL AGUA

$$G_t = \frac{w}{a_t} = \frac{15230}{0.01118}$$

$$G_t = 1,361,622 \text{ Lb/h ft}^2$$

Velocidad lineal dentro de los tubos.

$$V = \frac{H_t}{3,600} = \frac{1,361,622 \cdot 66}{3,600 \times 62.3}$$

$$ta = 100^\circ\text{F}$$

$$M = 0.73 \times 2.42 = 1.76 \text{ Lbft h}$$

$$D_t = \frac{0.62}{12} = 0.0517$$

$$Re_t = \frac{D_t G_t}{M} = \frac{0.0517 \times 1,361,622}{1.76}$$

fig. 25 Kern

$$hi = 1450$$

$$h_{i0} = h_i \frac{ID}{OD} = 1450 \times \frac{0.62}{0.75} = 1198$$

Caída de Presión.

$$Tv = 153 \text{ "F}$$

$$\text{Para Ret} = 33,331$$

$$M = 0.04 \times 242 = 0.0266$$

$$f = 0.0002$$

$$De = 0.0458'$$

$$Re = \frac{De G_s}{M} = \frac{0.0458 \times 10315}{0.0266}$$

$$\Delta P_t = f \frac{G_t^2 L N}{5.22 \times 10^{10} D_f S \rho f}$$

$$5.22 \times 10^{10} D_f S \rho f$$

$$Re = 17,760$$

$$= \frac{0.0002 \times (1,134,685)^2 \times 5 \times 2}{5.22 \times 10^{10} \times 0.517 \times 1 \times 1}$$

Factor de Fricción

$$f = 0.0002$$

$$\Delta P_t = 0.954 \text{ PS1}$$

Número de Cruces (Deflectores)

Pérdida de Presión por Regreso

$$N+1 = \frac{12 L}{B} = \frac{12 \times 5}{8} = 7.5$$

$$\Delta P_r = \frac{4N}{S} \frac{(V^2)}{2g'} = \frac{4 \times 2}{1} \frac{(5.04)^2}{2 \times 32.2} = 3.15$$

$$PM = 30.81$$

$$P = 0.139 \text{ Lb/ft}^3$$

$$\Delta P_T = 0.954 + 3.15 = 4.1 \text{ PS1}$$

$$S = 0.0022$$

$$D_s = 8/12 = 0.666$$

$$P_s = \frac{1}{2} \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} De S}$$

$$= \frac{1}{2} \frac{0.002 \times (10,315)^2 \times 0.666 \times 8}{5.22 \times 10^{10} \times 0.0458 \times 0.0022}$$

$$= 0.107 \text{ PS 1}$$

Coefficiente Total Limpio.

$$U_c = \frac{h_{io_ho}}{h_{io_ho}} = \frac{1198 \times 500}{1198 + 500} = 352$$

$$U_D = 232$$

$$U_D = 233$$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = \frac{352 - 233}{352 \times 233}$$

$$R_d = 0.0014$$

R E S U M E N

	CORAZA	500
h	TUBOS	1198
U_c		352
U_D		233
R_d		0.0014
	CORAZA	$P_s = 0.107$ ps1
CAIDA DE PRESION	TUBOS	$P_t = 4.1$ ps1

H O J A D E D A T O S

CLAVE . EA - 01
 SERVICIO Condensador de Destilados.
 TAMANO 8' - 5'
 SUPERFICIE DE TRANSFERENCIA 32 ft²
 POSICION Horizontal.
 CONDICIONES DE OPERACION

FLUIDO CIRCULADO	LADO DE LA CORAZA		LADO DE LOS TUBOS	
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
Vapor de Metanol			Agua de Enfriam.	
CANTIDAD TOTAL	917 Lb/h		15230 Lb/h	
LIQUIDO			15230 LB/h	15230 Lb/h
DENSIDAD RELATIVA		0.8	63.3 Lb/ft	62.3
CONDUCTIVIDAD TERMICA				
CALOR ESPECIFICO		276.6		
VISCOSIDAD				
PLSO MOLECULAR		30.8	18	18
VAPOR	917 Lb/h	917 Lb/h		
CALOR LATENTE				
PESO MOLECULAR	30.8	30.8		
CONDUCTIVIDAD TERMICA				
CALOR ESPECIFICO				
VISCOSIDAD	0.37 cp			
DENSIDAD				
TEMPERATURA	153.3 F	153.3 F	85 F	115 F
PRESSION	Atmosférica		Atmosférica	
NUMERO DE PASOS	1		2	
VELOCIDAD				
CAIDA DE PRESSION	0.107 psi		4.1 psi	
FACTOR DE ENSUCIAMIENTO				
CALOR INTERCAMBIADO	456,885 BTU/h ft ²		456,885 BTU/h ft ²	
COEF. DE TRANSF. DE CALOR	500 BTU/h ft ²		1220 BTU/h ft ²	
COEF. TOTAL LIMPIO	334 BTU/h ft ²			
COEF. TOTAL DE DISEÑO	274 BTU/h ft ²			

CONSTRUCCION

TUBOS.- Acero Inoxidable
 ARREGLO.- Triangular 15/16"
 DIAM. EXT.- 3/4" BWG=16
 PRESSION.-
 LONGITUD.- 6'

CORAZA.- Acero al Carbón.
 DIAM. INT.- 8"
 PRESSION.- Atmosférica

V.2.2

CALCULO DEL REHERVIDOR

Calor necesario a suministrar 523,555 BTU/hora

Este calor es el requerido para calentar la alimentación -- desde 68°F hasta la temperatura de ebullición del Metanol $T_D=154.4^\circ\text{F}$ y además el calor necesario para evaporar a temperatura de saturación el flujo de destilado, considerando un reflujo de diseño de - 0.475 es decir,

$$\begin{aligned} Q_T &= Q_s + Q_{L D} \\ &= C_{p(F)} m_1 \Delta T + 1.475 H_v m_2 \\ &= 0.7606 \times 996.6 \times 86.4 + 1.475 \times 499.6 \times 621.6 \\ &= 65,492 + 458,063 = 523,555 \end{aligned}$$

$$Q_T = 523,555 \text{ BTU/h}$$

Esta es la cantidad mínima de calor que ha de suministrarse para tener buenos resultados.

Las características de los fondos son parecidas a las del agua, dada la baja concentración de Metanol, por lo que así consideraremos a sus propiedades.

Como ya se determinó la cantidad requerida de calor, lo único que debe calcularse es el diseño del Rehervidor, que cumpla con las exigencias de la transferencia de calor.

Un intercambiador de 10" de DI con tubos de 1" en arreglo -- triangular de 1 1/4", con 32 tubos de 7" de largo para resultados -- satisfactorios. El número de pasos será 1 - 2 con vaporización en -- la coraza.

El medio calefactor será vapor saturado a 5Kg/cm^2 abs.

FLUIDO CALIENTE VAPOR SAT. 5Kg/cm FLUIDO FRIO FONDOS DIFERENCIAS

ALTA TLMP.	303°F	T_1	210°.8°F	t_2	92.2
BAJA TEMP.	303°F Condensado	T_2	206.6 °F	t_1	96.4
DIFERENCIAS			4.2	4.2	

$$LMTD = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{2.3 \log \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}} = \frac{96.4 - 92.2}{2.3 \log \frac{96.4}{92.2}} = 94.39^\circ\text{F}$$

FLUIDO CALIENTE TUBOS

VAPOR SATURADO A 5 Kg/cm²

1) Area de Flujo

$$a'_t = 0.594 \text{ pulg}^2 \text{ por cada tubo}$$

Area Total

$$a_t = \frac{Nt a'_t}{144 \times N} = \frac{32 \times 0.594}{144 \times 2}$$

$$a_t = 0.066 \text{ ft}^2$$

2) Velocidad Másica del Vapor

$$G_1 = \frac{W}{a_t} = \frac{576}{0.066} = 8,727$$

W = Gasto de Vapor que satisface

FLUIDO FRIO

C H₂OH al 2%

1) Area de Flujo

$$a_s = \frac{ID \times c' \times B}{144 \text{ Pt}} = \frac{10 \times 0.25 \times 9}{144 \times 1.25} = 0.125$$

B= espaciado de deflectores

c' = claro

Pt = Arreglo

$$a_s = 0.125 \text{ ft}^2$$

2) Velocidad Másica de los Fondos

$$G_s = \frac{w}{a_s}$$

w = 468 Lb/h

Los requerimientos de calor 576 Lb/h

$$Q = w$$

$$W = \frac{Q}{X} = \frac{523,555}{909} = 576 \text{ Lb/h}$$

Viscosidad a la Temp. de saturación

$$t_s = 303^\circ\text{F}$$

$$\mu_t = 0.142 \text{ cp (fig. 15 Kern)}$$

$$\mu_t = 0.142 \times 2.42 = 0.343 \text{ Lb/h ft}$$

Diámetro equivalente De_t

$$De_t = \frac{0.87}{12} = 0.0725'$$

Reynolds en los tubos

$$Re_t = \frac{De G_t}{M} = \frac{0.0725 \times 8727}{0.0343}$$

$$Re_t = 18,446$$

$$H_{10} = 1500 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2}$$

Esta cantidad se considera de acuerdo al diseño del rehervidor el cual debe evaporar sólo el 80% del flujo de fondos, por lo que este porcentaje corresponde a 374.9 Lb/h y en consecuencia, él manejará una cantidad de fondos mayor.

$$G_s = \frac{468}{0.125} = 3749 \text{ Lb/h ft}^2$$

Temperatura de fondos

$$t_a = \frac{206.6 + 210.8}{2} = 208.7$$

Es el promedio entre la temperatura del punto de rocío y la del punto de burbuja.

(fase gaseosa y fase líquida)

3) Viscosidad

$$\mu_s = 0.27 \times 2.42 = 0.6534 \text{ Lb/ft}$$

4) Diámetro equivalente

$$De_s = \frac{0.72}{12} = 0.06 \text{ fig. 28 Kern}$$

5) Reynold en la Coraza

$$Re_s = \frac{De G_s}{M_s} = \frac{0.06 \times 3749}{0.6534}$$

$$Re_s = 344$$

6) $j_H = 10$ fig. 28 Kern

Conductividad térmica

$$K = 0.398 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \text{ tabla 4}$$

$$jH = \frac{h_o \text{ De}}{K} \left(\frac{C M}{K} \right)^{-1/3} \left(\frac{M}{M_w} \right)^{-0.1}$$

$\frac{M}{M_w}$ = Razón de viscosidad de fondos respecto a viscosidad del agua.

$$\left(\frac{CM}{K} \right)^{1/3} = \frac{1 \times 0.6534}{0.398} = 1.1796$$

$$h_o = \frac{jHK}{\text{De}} \left(\frac{CM}{K} \right)^{1/3} \left(\frac{M}{M_w} \right)^{0.14}$$

$$h_o = \frac{10 \times 0.398 (1 \times 0.6534)^{1/3} (1)^{0.14}}{0.06}$$

$$h_o = 78.25$$

Con los coeficientes de transferencia por el lado de los tubos y por el lado de la coraza, se procede al cálculo del coeficiente global limpio.

$$U_c = \frac{h_o h_o}{h_o + h_o} = \frac{1500 \times 78.25}{1500 + 78.25} = 74.37$$

El área requerida será:

$$A = \frac{Q}{U_c \text{Atm}} = \frac{523,555}{74.37 \times 94.39} = 74.58 \text{ ft}^2$$

La superficie lineal de cada tubo es de 0.2618 ft^2 el cambiador disponible tiene un arreglo de 32 tubos.

$$A = N_t \times a \times L$$

$$L = \frac{A}{N_t a} = \frac{74.58}{32 \times 0.2618} = 8.9 \text{ ft}$$

La longitud se ajusta a 9', con lo cual el área de coeficiente de diseño se modifican.

$$A = 32 \times 0.2618 \times 9 = 75.42 \text{ ft}^2$$

Coefficiente corregido.

$$U_D = \frac{Q}{A \text{ Atm}} = \frac{523,555}{75.42 \times 74.58} = \underline{\underline{93.07}}$$

$$R_d = 0.0107$$

R E S U M E N

Un rehervidor con las siguientes características será satis
factorio.

$$A = 75.42 \text{ ft}^2$$

$$ID = 10 \text{ pulg.}$$

$$N_t = 32$$

$$L_t = 9 \text{ ft}$$

$$\text{Pasos: } 1 - 2$$

$$\text{Tubos: } 1", 16 \text{ BWG, Triángulo } 1 \frac{1}{4}"$$

D I S E Ñ O

$$h_{i0} = 1500$$

$$h = 78.25$$

$$U_C = 74.37$$

$$U_D = 93.07$$

Factor de Obstrucción

$$R_D = \frac{93.07 - 74.37}{93.07 \times 74.37} = 0.0027$$

HOJA DE DATOS

CLAVE EA - 02
 SERVICIO Rehervidor de Fondos
 TAMARO
 SUPERFICIE DE TRANSFERENCIA 74.58 ft²
 POSICION Horizontal
 CONDICIONES DE OPERACION

	LADO DE LA CORAZA		LADO DE LOS TUBOS	
FLUIDO CIRCULADO	Fondos		Vapor Saturado loopsi	
CANTIDAD TOTAL	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO	776 lb/h			576 Lb/h
DENSIDAD RELATIVA	62 Lb/ft ³			62.3 Lb/ft ³
CONDUCTIVIDAD TERMICA	0.398			
CALOR ESPECIFICO	0.98			
VISCOSIDAD	0.27 cp			
PESO MOLECULAR	18		18	
VAPOR		621 Lb/h	576 Lb/h	
CALOR LATENTE				
PESO MOLECULAR		18.15		18
CONDUCTIVIDAD TERMICA				
CALOR ESPECIFICO				
VISCOSIDAD			0.014 cp	
DENSIDAD				
TEMPERATURA	210°F	206.6°F	303	303
PRESION				
NUMERO DE PASOS		1	2	
VELOCIDAD				
CAIDA DE PRESION				
FACTOR DE ENSUCIAMIENTO	0.027		0.027	
CALOR INTERCAMBIADO	523,555 BTU/h		523,555 BTU/h	
COEF. DE TRANSF. DE CALOR	78.25		1500	
COEF. TOTAL LIMPIO	74.37			
COEF. TOTAL DE DISEÑO	93			

CONSTRUCCION

TUBOS.- Inoxidable
 ARREGLO.- Triangular de 1.25"
 DIAM. EXT.- 1" BWG 16
 PRESION.-
 LONGITUD.- 9ft

CORAZA.- A.C.

DIAM. INT.- 10"
 PRESION.- Atmosférica

CÁLCULO DE LA CALDERA.

Para poder hacer el cálculo de la Caldera, se deberá considerar el consumo total de calor, en este caso, la variable más limitante es la relación de reflujo que para este caso es: $R=0.475$, con lo que el gasto total de calor se incrementará 0.475 veces el calor de evaporación del destilado, con lo que se tendrá:

$$Q_T = Q_{(s)F} + 1.475 Q_{(L)D} \quad 16504 + 1.475(78259)=131936$$

$Q_T = 16538 + 1.475 (78305) = 132,038$ Kcal/h que es la cantidad de calor mínimo requerido. Por efectos de pérdidas de calor, - se agrega un 20% con lo cual las exigencias de calor aumentan a -- 158,445 Kcal/h. Con este dato ya se puede calcular la capacidad de la caldera y en consecuencia, la cantidad de agua necesaria para - la operación de ésta.

Cálculos:

Se utilizará vapor saturado a 5 Kg/cm^2 abs. el cual produce una entalpia de vaporización y una temperatura respectiva de:

$$v = 909 \text{ BTU/Lb} \quad t = 302^\circ\text{F}$$

Los requerimientos de vapor son: $Q_T = 158,445 \text{ Kcal/h}$

$$\frac{Q_T}{v} = \frac{158,445 \text{ Kcal/h}}{909 \text{ Kcal/Kg}}$$

$$Q_v = 691.4 \text{ Lb/h de vapor saturado a } 5 \text{ Kg/cm}^2$$

Normalmente se considera una eficiencia de 0.8 para el vapor saturado, con lo cual el consumo horario aumenta a $Q_v = 864.32 \text{ Lb/h}$.

Un caballo de vapor equivale a 15.45 Kg/h, por lo tanto, se necesitará una caldera de 25.43 hp; redondeando números, es suficiente una caldera de 30 Hp para nuestros fines.

Los fabricantes pueden proporcionar una caldera con las anteriores especificaciones, por lo que el cálculo y diseño de dicha caldera, no se efectuó.

RECIPIENTES DE ALMACENAMIENTO.

Los tanques de almacenamiento requeridos en este anteproyecto, se calculan tomando como base el tiempo de residencia en los mismos de los solventes que se manejarán. La base de cálculo es -- tres turnos con una reserva adicional de 10%.

La forma es cilíndrica con tapas elípticas, a presión atmosférica.

Las características geométricas, de construcción y de servicio, se resumen en las hojas de datos correspondientes.

PLANTA Recuperadora de Solventes
 LOCALIZACION Zona Industrial Toluca
 CLAVE FA-CI
 No. DE UNIDADES 1

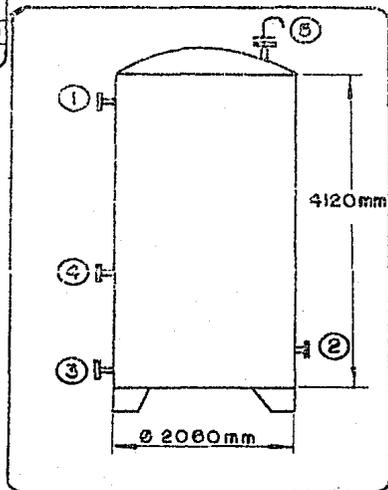
RECIPIENTES

HOJA DE DATOS de Proceso

SERVICIO	Tanque de Alimentacion	POSICION	Vertical
TIPO DE FLUIDO	Liquido	FLUJO	8.7 l.p.m.
TEMPERATURA	20°C	DENSIDAD	0.87 g/cm ³
	MAXIMA 25°C	DISEÑO	
PRESION: DE OPERACION	7.66 Kg/cm ²		2 Kg/cm ²
DIMENSIONES	LONG.TOTAL 4120mm	DIAM.	2060mm
	CAP.TOTAL	13746 Lts.	
NIVEL: NORMAL	MAXIMO	MINIMO	
ALARMA ALTO NIVEL			
ALARMA BAJO NIVEL			
MATERIAL de Cascarón	Ac. al Carbon		
MATERIAL de Cabeza	Ac. al Carbon		

BOQUILLAS

No.	CANT.	DIA. NOMINAL	SERVICIO
1	1	1"	Alimentacion
2	1	1"	Descarga
3	1	1"	Servicio
4	1	1 3/4"	Entrada Hombre
5	1	1"	Venteo



PLANTA	Recuperadora de Solventes
LOCALIZACION	Zona Industrial Toluca
CLAVE	FA- 02
No. DE UNIDADES	1

RECIPIENTES

HOJA DE DATOS de Proceso

SERVICIO	Tanque Para Producto Terminado	POSICION	Vertical
TIPO DE FLUIDO	Liquido	FLUJO	0.25 l.p.m.
TEMPERATURA: OPERACION	30°C MAXIMA	DENSIDAD	0.7527g/cm ³
PRESION DE OPERACION	7.69 Kg/cm ² man.	DISEÑO	2 Kg/cm ² man.
DIMENSIONES LONG. TOTAL	3680mm.	DIAM.	1840mm.
		CAPT TOTAL	6915Lts.
NIVEL	NORMAL	MAXIMA	MINIMA

ALARMA ALTO NIVEL

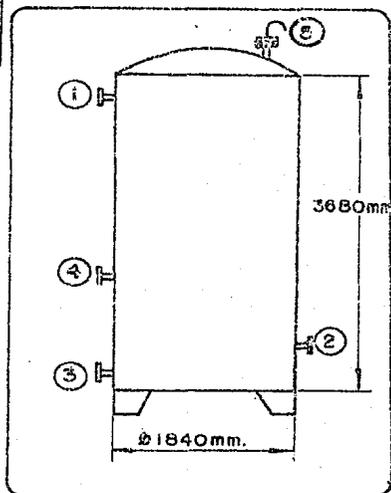
ALARMA BAJO NIVEL

MATERIAL de Cascarón Ac. al Carbón

MATERIAL de Cabeza Ac. al Carbón

BOQUILLAS

No.	CANT.	DIA. NOMINAL	SERVICIO
1	1	1"	Alimentación
2	1	1"	Descarga
3	1	1"	Servicio
4	1	1 1/2"	Entrada Homb.
5	1	1"	Ventosa



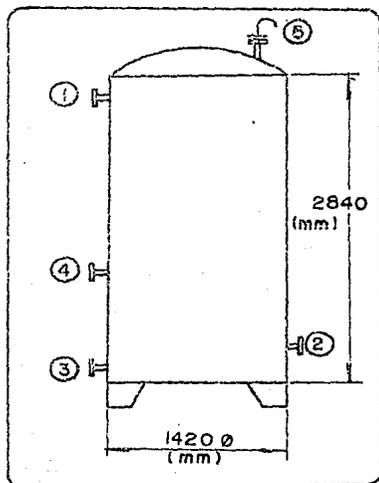
PLANTA Recuperador de Solventes
 LOCALIZACION Zona Industrial Toluco
 CLAVE FA-03
 No. DE UNIDADES 1

RECIPIENTES

HOJA DE DATOS de Proceso		
SERVICIO Tanque de Fondos		POSICION Vertical
TIPO DE FLUIDO Liquido FLUJO 2.84 l.p.m.		DENSIDAD 1 g/cm ³
TEMPERATURA: DE OPERACION 40°C		MAXIMA 75°C DISEÑO
PRESION: DE OPERACION 700 Kg/cm ²		DISEÑO 2 Kg/cm ²
DIMENSIONES: LONG.TOTAL 2840mm DIAM.1420 CAP.TOTAL 4 400 Lts.		
NIVEL: NORMAL	MAXIMO	MINIMO
ALARMA ALTO NIVEL		
ALARMA BAJO NIVEL		
MATERIAL de Cascarón Ac. al Carbon		
MATERIAL de Cabeza Ac. al Carbon		

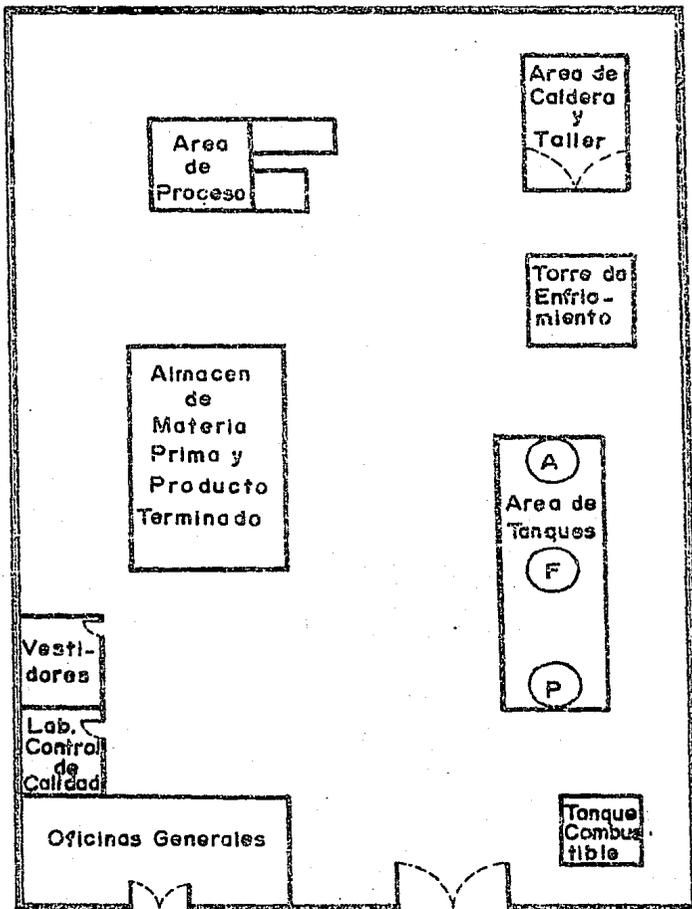
BOQUILLAS

No.	CANT.	DIA. NOMINAL	SERVICIO
1	1	1"	Alimentación
2	1	1"	Descarga
3	1	1"	Servicio
4	1	1 1/2"	Entrada Hombre
5	1	1"	Ventosa



LAY-OUT De la Planta Recuperadora

ARREGLO GENERAL DE LA PLANTA RECUPERADORA



CAPITULO 5
ESTUDIO ECONOMICO

5. ESTUDIO ECONOMICO

El Estudio Económico es un factor ineludible en todo anteproyecto que contemple la realización de una obra material ya que, en base a éste, se tomará la decisión de dar viabilidad al anteproyecto citado, siendo también una herramienta que permite estimar - en forma general, el éxito económico de un proceso, previa consideración de todos los factores que intervienen en el mismo.

El Estudio Económico, permite en última instancia, conocer el monto de la inversión necesaria para lograr el establecimiento de una planta.

La inversión total de capital necesario, generalmente se desglosa en dos conceptos principales:

- A) Capital Fijo.
- B) Capital de Trabajo.

En el presente trabajo, los conceptos anteriores, se estiman en base a la información obtenida de fuentes directas. (Fabricantes, reglamentos vigentes, etc.). En los casos en donde no fue posible obtenerla, se utilizan ecuaciones y correlaciones dadas en la literatura especializada.

El desglose de los conceptos anteriores, se presenta a continuación, resumiéndose en la tabla No. 5.1, las cantidades asignadas a cada elemento.

A) Capital Fijo.

El Capital Fijo constituye la parte más significativa en el monto de la inversión total. Para integrar este concepto es necesario determinar los siguientes elementos:

1.- Costo Directo de la Planta.

2.- Pago a Contratista.

3.- Contingencias.

1.- El costo Directo de la Planta es la suma de los dos conceptos siguientes:

1.1. Costo Físico de la Planta.

1.2. Costo de Ingeniería y Construcción.

1.1.- Costo Físico de la Planta.- Comprende los siguientes elementos:

1.1.1. Costo del Equipo de Proceso.- Es la suma de los costos individuales del equipo que interviene en el proceso, como son, la columna de destilación, cambiadores, caldera, bombas, - etc. Este costo se concentra en la tabla 5.1.

1.1.2. Instalación.- Para cada tipo de equipo se recomienda la asignación de una cantidad porcentual sobre su costo respectivo, de esta manera se puede calcular el costo de instalación.

- 1.1.3. Tubería.- El costo de tubería se estima en función de la naturaleza física del material que se maneja, en este caso, líquidos.
- 1.1.4. Instrumentación.- Dadas las características de este anteproyecto, la instrumentación requerida es mínima, asignándose un 5% del costo de equipo.
- 1.1.5. Aislamiento.- Para el aislamiento, se asigna una cantidad baja, dadas las características del proceso.
- 1.1.6. Instalaciones Eléctricas.- Se refieren a las líneas de distribución de potencia, instrumentos y control, alumbrado y servicio general. Se estima un 10% del costo del equipo.
- 1.1.7. Edificios.- El costo de edificios, incluyendo sus servicios correspondientes (plombería, ventilación, alumbrado, etc.), se estima en 25% del costo del equipo, en virtud de que no es necesario el uso de edificios e instalaciones complejas.

1.1.8. Terreno y Acondicionamiento del mismo.- El costo del terreno y su acondicionamiento es muy variable, estimándose para este caso, un 19% del costo de equipo.

1.2. Costo de Ingeniería y Construcción.- Este concepto se refiere al costo de diseño, la ingeniería, supervisión de campo, construcción temporal e inspección de la obra. El grado de complejidad de la planta aumenta el costo considerado. Para este caso se asigna un 15% del costo físico de la planta.

2.- Pago a Contratista.- El pago a Contratista depende del tamaño, complejidad y localización de la planta. Para este caso se asigna un 4% sobre el costo directo de la planta.

3.- Contingencias.- A fin de compensar los gastos impredecibles, los pequeños cambios en proceso, cambios en precios y errores de estimación, se destina un porcentaje para estos gastos, el cual asciende a 10% del costo directo de la planta, por considerarse de bajo nivel de contingencia.

Costo del Equipo de Proceso.

CLAVE	NOMBRE	COSTO
DA-01	Columna de Destilación	\$ 6'500,000.00
LA-01	Rehervidor	3'759,000.00
LA-02	Condensador	2'587,000.00
GA-01	Bomba de Alimentación	200,000.00
GA-02	Bomba de Reflujo y Productos	200,000.00
GA-03	Bomba de Fondos	200,000.00
FA-01	Tanque de Balance	2'400,000.00
FA-02	Tanque de Producto	2'200,000.00
FA-03	Tanque de Fondos	1'500,000.00
FG-01	Filtro de Placas	1'000,000.00
	Caldera	10'000,000.00
	Torre de Enfriamiento	1'200,000.00
	Empaque (Anillos Rachig de 1.5" de cerámica.	479,000.00
	Costo del Equipo de Proceso	\$ 32'025,000.00

NOTA: Los precios están referidos a un tipo de cambio de \$1,000.00 por Dóllar. Enero de 1987.

B) Capital de Trabajo.

El Capital de Trabajo se define como los fondos adicionales al Capital Fijo con que debe contar la empresa a fin de tener una buena operación de planta y cumplir con las obligaciones subsecuentes derivadas de ésta. No es inversión única y está sujeta a las fluctuaciones del nivel de ventas y de otros factores.

Comprende los siguientes renglones:

- 1.- Inventario de Materia Prima.- Está influido por distintos factores, tales como el consumo, valor, disponibilidad, suministro y requerimientos de almacenaje. Para fines de estimación, generalmente se considera como base de cálculo, el valor de compra de un mes.
- 2.- Inventario de Producto Terminado.- Dadas las características del proceso, el inventario relativo al mismo, no se considera (el proceso es casi inmediato). La cantidad de inventario de producto terminado, se estima como el valor de la producción de 15 días, considerando el costo de manufactura.
- 3.- Crédito Extendido.- Es una cantidad que representa el valor de venta de producto terminado, la cual no se ha recibido. Se toma como base, el valor de un mes de producción al precio de venta.

4.- Efectivo Disponible.- Es el dinero necesario para el pago de nóminas, servicios y materiales, - tomándose como referencia los gastos de manufactura realizados en un mes.

T a b l a 6.1. Capital Total de Inversión.

A) Capital Fijo.

Costo de Equipo de Proceso	\$ 32'025,000.00
Instalación	7'424,200.00
Tubería	1'000,000.00
Instrumentación	1'601,250.00
Aislamiento	500,000.00
Instalaciones Eléctricas	3'202,500.00
Edificios	8'000,000.00
Terreno y Acondicionamiento	<u>6'000,000.00</u>
1.1. Costo Físico de la Planta	59'752,950.00
1.2. Ingeniería y Construcción	<u>8'962,492.00</u>
1. Costo Directo de Planta	68'715,892.00
2. Pago de Contratista	2'748,635.00
3. Contingencias	<u>6'871,589.00</u>
A) Capital Fijo	78'336,116.00

B) Capital de Trabajo.

1.- Inventario Mat. Prima	3'926,000.00
2.- Inventario Prod. Term.	

Costo total del producto.

Este concepto se refiere a los costos generados para la obtención del producto terminado. Se constituye por dos renglones principales:

A) Costo de Manufactura o Producción.

B) Gastos Generales.

A) Costo de Manufactura.- Son todos los gastos generados en la manufactura de un producto y se dividen en:

- 1.- Costos Directos
- 2.- Costos Indirectos.
- 3.- Costos Fijos.

1.- Los costos directos pueden detallarse de la siguiente manera:

- 1.1. Materia Prima.- La Materia Prima es la parte fundamental en toda elaboración de un producto. El suministro de éste debe estar plenamente garantizado y su costo dependerá de las condiciones en que se encuentre. Para este anteproyecto la materia prima utilizada es material de desecho relativamente barato en su adquisición asignándosele un costo de \$ 50.00/Kg.
- 1.2. Mano de Obra.- Para este caso, los requerimientos de mano de obra directa son mínimos, se reducen aprox. a 20 hrs/hombre.

- 1.3. Supervisión. Los costos por este concepto, pueden estimarse en el empleo de una persona calificada que devengue un salario equivalente a tres veces el mínimo.
- 1.4. Mantenimiento. Los gastos por este renglón, incluyen los costos de materiales y mano de obra requeridos en el mantenimiento de rutina y reparaciones ocasionales y en algunos casos, revisiones mayores de equipo y edificios. Se destina una cantidad de 2.5 salarios mínimos, la cual representa el 50% de los gastos de mantenimiento, correspondiendo el otro 50% a gasto por materiales. Los gastos totales de mantenimiento representan aproximadamente el % sobre la inversión de Capital Fijo.
- 1.5. Material Auxiliar. Es aquel que no interviene directamente en la manufactura del producto, pero que es necesario para el funcionamiento del equipo de proceso. Se estima como el 15% sobre el costo de mantenimiento.
- 1.6. Servicios Auxiliares. Son los servicios que no intervienen en el proceso directamente, pero que son necesarios para la operación de la planta, tales como vapor, electricidad, agua de enfriamiento, agua de proceso, combustible, etc.

2.- Costos Indirectos. Son los gastos que incurren como resultado de la operación de producción sin participar directamente. La línea de demarcación entre costos directos e indirectos en ocasiones se hace intangible. Para este caso se consideran los siguientes costos indirectos:

2.1. Prestaciones.- Representan aproximadamente un 60% sobre el costo que resulta de sumar mano de obra, supervisión y mantenimiento.

2.2. Laboratorio.- Se requiere el trabajo de laboratorio para controlar la calidad del producto. Se estima un 15% sobre los costos de mano de obra.

2.3. Empaque.- Depende de los productos a manejar, en este caso, líquidos, los cuales se manejarán principalmente en tambores de 200 lts. de capacidad. Se requiere de un inventario inicial correspondiente a un mes de producción; posteriormente se recircularán.

3.- Costos Fijos. Los costos fijos son los gastos ineludibles independientes de la operación de una planta. Se consideran los siguientes:

3.1. Depreciación.- Es la pérdida de valor de un equipo, maquinaria y edificios que sufren a través del tiempo. Se considera normalmente un periodo de depreciación de 10 años sobre el costo físico de la

planta, excepto costo de terreno y acondicionamiento del mismo.

3.2. Impuestos.- Dependen en general de la localización de la planta. Para este caso se estima en 1% sobre la inversión de capital fijo.

3.3. Seguros.- Las primas sobre seguros, varían directamente con el grado de riesgo de la operación de la planta. Se asigna el 1% sobre la inversión de capital fijo.

B) Gastos Generales.- Son aquellos que no intervienen en los costos de producción o manufactura. Se consideran los siguientes:

1.- Administración. Los gastos administrativos de una compañía incluyen los gastos de administradores, gastos de oficina, gastos legales, etc.

Costo de Manufactura (base de cálculo: un año)

Materia prima	\$	47'112,000.00
Mano de obra		2'737,000.00
Supervisión		3'285,000.00
Mantenimiento		5'475,000.00
Material Auxiliar		8'821,250.00
Servicios Auxiliares		<u>3'712,285.00</u>
Costo Directo	\$	63'143,036.00
Prestaciones		9'307,500.00
Laboratorios		410,625.00
Empqqe		<u>1'155,000.00</u>
Costo Indirecto		10'873,125.00
Depreciación		5'375,295.00
Impuestos		783,361.00
Seguros		<u>783,361.00</u>
Costo Fijo		<u>6'942,017.00</u>
Costo de Manufactura	\$	80'958,177.00

Gastos Generales

Administración	11'950,000.00
Ventas	<u>1'000,000.00</u>

12'950,000.00

Costo Total del Producto

Costo de Manufactura	80'958,177.00
Gastos Generales	<u>12'950,000.00</u>

93'908,177.00

Ventas y Utilidades.

A continuación se presenta un cuadro que muestra las diferentes utilidades que podrían obtenerse considerando tres precios de venta distintos.

	\$ 300/Kg	\$ 400/Kg	\$ 500/kg
Ventas	175'968,000.00	234'624,000.00	293'280,000.00
Costo Total	<u>93'908,177.00</u>	<u>93'908,177.00</u>	<u>93'908,177.00</u>
Utilidad Bruta	82'059,823.00	140'715,823.00	199'371,823.00

C O N C L U S I O N E S

Dentro del proceso de industrialización de un país, y en particular de una zona o región, es de vital importancia que se cumplan los reglamentos que tienen como finalidad, la protección del medio ambiente, ya que, como se puede observar, una de las fuentes principales de contaminación es causada por la gran cantidad de productos químicos de desecho, tanto sólidos, líquidos, como también gases provenientes de las plantas industriales, en virtud de que gran parte de éstas, carecen de procesos o métodos adecuados para la eliminación de sus productos residuales, convirtiéndose de esta manera en verdaderos focos contaminantes.

De acuerdo con los datos estadísticos de los volúmenes de producción nacional de los solventes tratados en el presente trabajo, y de la información de campo obtenida, se puede observar que existe en el mercado nacional gran demanda de estos solventes, dadas las múltiples operaciones industriales que requieren de su aplicación, tales como: Solventes-diluyentes, extracción, desengrase, etc., después de las cuales, en muchas ocasiones, los solventes utilizados son eliminados como desechos.

Dadas las características técnicas de la planta recuperadora de solventes desarrollada en la presente tesis, se hace notar que toda la ingeniería básica involucrada en la misma, no representa problemas en su factibilidad, puesto que todo equipo utilizado, podría adquirirse en el mercado nacional, evitando en consecuencia, fuga de divisas por estos conceptos.

El funcionamiento de la planta referida puede considerarse versátil ya que, con sólo pequeñas modificaciones se está en posibilidad de manejar distintos solventes.

El estudio económico realizado, es una herramienta que permite visualizar más concretamente el éxito del proyecto, de ninguna manera se considera una garantía puesto que existen factores ajenos que en un momento, podrían influir en la consecución del mismo. Debe tenerse en cuenta que los datos de costos están en constante cambio, por lo que, no se pueden considerar valores absolutos. Se deben aplicar experiencia, criterio y análisis para hacer una adecuación precisa al proyecto.

Aunque el retorno sobre la inversión parezca bajo, la empresa tiene la posibilidad de aumentarlo si opera más tiempo la planta con lo cual se aumentaría la productividad, ya que existe capacidad instalada para hacerlo. Además se pueden considerar los otros solventes que se mencionan, los cuales tienen precio de venta más alto que el Metanol, que es el producto tomado como referencia elevándose el margen de utilidad.

Con las anteriores razones se concluye que el establecimiento de una planta recuperadora de solventes como la descrita en esta tesis, representa una alternativa de solución al problema, obteniendo la rentabilidad económica que se espera de toda inversión, como se puede observar en el estudio económico.

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

1. Aerstein & Street Applied Chemical Process Design
Plenum Press. New York 1978
2. Aries & Newton Chemical Engineering Costo Estimation
Mc. Graw Hill Book Company Inc. 1955
3. Brown R. W. Unit Operations
John Wiley & Sons 1947
4. Foust A. S. Principales of Unit Operations
John Wiley & Sons inc. 1960
5. Guthrie K. Process Plant Estimating Evaluation
and Control.
Craftsman Book Company of America
1974.
6. Kern D. Q. Heat Transfer Process
Mc Graw Hill Book Company Inc.
New York.
7. Kirk-Othmer Enciclopedia de la Tecnologia Quimica
Tomos 1,4,12,15,16.
8. Ludwig E. E. Applied Process Design for Chemical
and Petrochemical Plants. V 1, V 2
Gulf Publishing Company, Houston Tex.
1964.
9. Mc Cabe & Smith United Operations for Chemical
Engineering
Mc Graw Hill Book Company
New York.

10. Perry & Chilton Chemical Engineers' Handbook
5th Edition
Mc Graw Hill Inc. Kogakusha Ltd.
Tokio 1973.
11. Peters & Timmerhaus Plant Design and Economics for
Chemical Engineers. 2nd Edition
Mc Graw Hill 1967.
12. Treybal R. E. Mass-Transfer Operations
Mc. Graw Hill-Kogakusha Ltd. 2nd Ed.
Tokio 1958
13. Van Winkle Distillation
Mc. Graw Hill
New York
14. Crane Co. Flow of Fluids
Engineering Division
15. Rase & Barrow Ingenierfa de Proyectos para Plantas
de Proceso.
C.E.C.S.A. 1979
16. Hougen & Watson Chemical Process Principales
Vol 1. John Wiley & Sons Inc. N.Y.

