



29
37

Universidad Nacional Autónoma de México

FACULTAD DE QUIMICA

ESTUDIO DE FACTIBILIDAD DE RECUPERACION DE
ETILENGLICOL EN EL PROCESO INDUSTRIAL DE
OBTENCION DE OXIDO DE ETILENO

TESIS MANCOMUNADA

Que para obtener el titulo de:

INGENIERO QUIMICO

p r e s e n t a n

EMILIO GROSTIETA MARTINEZ

y

ROSAURA DOMINGUEZ DE LA SANCHA



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

I N D I C E

CAPITULO I.- INTRODUCCION.

CAPITULO II.- GENERALIDADES.

- 2.1 Contaminación ambiental.
- 2.2 Propiedades Físicas y Químicas del Etilenglicol.
- 2.3 Usos industriales del Etilenglicol.
- 2.4 Otras obtenciones del Etilenglicol.

CAPITULO III.- PLANTA DE OXIDO DE ETILENO.

- 3.1 Descripción del proceso.
- 3.2 Claves de los equipos.
- 3.3 Puntos críticos de la planta.
- 3.4 Analisis de efluentes.
 - 3.4.1 Variables de operación.
 - 3.4.2 Diagrama de efluentes.
 - 3.4.3 Resultados.
- 3.5 Balance de material.
- 3.6 Resultados.

CAPITULO IV.- UNIDAD DE RECUPERACION.

- 4.1 Estudio y selección de los diferentes metodos de separación.
- 4.2 Fundamentos de diseño.
- 4.3 Destilación.
 - 4.4.1 Destilación del proceso de recuperación.
 - 4.4.2 Capacidad para los evaporadores.
 - 4.4.3 Balance de materia y energia en la torre de rectificación.

4.4.4 Equilibrio líquido--gas.

4.4.5 Cálculo del número de platos.

4.5 Grados de libertad en la torre.

CAPITULO V.- DISEÑO DE EQUIPO.-

5.1 Selección de los materiales de construcción.

5.2 Explicación general del funcionamiento de la torre.

5.3 Sistema de control.

5.4 Teoría del control automático.

5.5 Optimización.

5.6 Cálculos numéricos.

5.7 Desarrollo del diseño del recipiente.

5.8 Procedimiento de aplicación de soldadura.

CAPITULO VI.- ESTUDIO ECONOMICO.-

6.1 Estimación de costos.

6.2 Capital requerido.

CAPITULO VII.- DISCUSION Y CONCLUSIONES.-

CAPITULO VIII.- APENDICE.

CAPITULO IX.- BIBLIOGRAFIA.-

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

La finalidad del siguiente trabajo es encontrar una de las diferentes formas de aplicar los principios fundamentales de las operaciones unitarias en la aplicación del aprovechamiento de recursos naturales que tiene nuestro país.

En la actualidad trabajos como el siguiente ayudarán a corto o mediano plazo a lograr una independencia tipo tanto tecnológica como económica ya que nuestro país de acuerdo a su condición económica está considerada como un país del bloque tercermundista.

Los procesos petroquímicos concierne exclusivamente a -- Petróleos Mexicanos. En base en lo anterior son elaborados los productos básicos utilizados en la mayoría de industrias que se encuentran en nuestro país.

Un ejemplo de estos productos es el oxido de etileno que se elabora principalmente en el complejo industrial Cangrejera y secundándolo en el complejo industrial petroquímico de Pajaritos, ambos en el estado de Veracruz ubicado a 12 Km de la Ciudad de Coatzacoalcos.

CAPITULO II

GENERALIDADES

2.1 CONTAMINACION PROBLEMAS AMBIENTALES.

El rio Coatzacoalcos es una de las mas importantes corrientes fluviales del pais; registra un volumen medio anual de 13,234 millones de metros cúbicos de agua, que provienen principalmente de los rios Uxpanapa y Jaltepec, sus mayores afluentes, nacen en el estado de Oaxaca, en la sierra atravezada y cruza el estado de Veracruz hasta desembocar en el Golfo de México, con un recorrido total de 228 Km. desagua una superficie de 21,091 metros cuadrados que incluye a todos sus afluentes. En su recorrido por las tierras bajas veracruzanas forman numerosas lagunetas meandros y esteros; las primeras localizadas entre Coatzacoalcos y Minatitlán, estan cubiertas por un tipo de vegetación conocida localmente como Popal, que esta formada principalmente por hidrofitas entre las cuales predomina la *Thalia-Cyperus-Eleocharis*. Esta comunidad ha sido importante para el mantenimiento de aves acuaticas locales migratorias y de otras poblaciones tanto de vertebrados como de invertebrados. La superficie cubierta por el Popal ha disminuido visiblemente como consecuencia de la actividad humana.

En la actualidad el rio Coatzacoalcos esta vinculado fundamentalmente a la navegación y al movimiento portuario que apoya al desarrollo petrolero y petroquimico; la pesca como actividad comercial ha desaparecido y solamente se practica de manera limitada para el consumo familiar. Las causas probables de ese hecho son

las diferencias existentes entre los pescadores, las técnicas inadecuadas y la contaminación que proviene principalmente de la refinería de Minatitlán y del complejo petroquímico industrial de Pajaritos.

La ciudad de Coatzacoalcos situada sobre la margen izquierda del río con cerca de 200 mil habitantes, cuentan con una población flotante muy importante. Es un puerto de altura que maneja el 50 % de toda la carga de cabotaje que se mueve en el país, con las terminales de Pajaritos, Nanchital y Minatitlán un complejo que importa productos necesarios para la industria petrolera y petroquímica y exporta productos necesarios naturales de la región: Azufre, Café, Miel, Cacao, Madera y otros derivados de la industria del petróleo y la petroquímica.

El complejo industrial petroquímico de Pajaritos que fue inaugurado en 1966, está situado en una zona que abarca las margenes de la laguna de Pajaritos frente a la ciudad de Coatzacoalcos. Un alto porcentaje de su inversión corresponde a las instalaciones petroquímicas de Petróleos Mexicanos (PEMEX) y el resto a las empresas Fertilizantes Mexicanos S.A. (FERTIMEX), Tetraetilo de México S.A. (TEMSA), e Industrias Químicas del Istmo S.A. (IQUISA).

Según estimaciones de la Comisión Coordinadora para el desarrollo integral del Istmo de Tehuantepec, la inversión industrial en la zona de Coatzacoalcos-Minatitlán ascendía en 1975 a 16,567 millones de pesos de los cuales el 74.0 % correspondía a las instalaciones de PEMEX.

Posteriormente una buena parte de la inversión se canalizó a la construcción de otro gran complejo Petroquímico próximo al

de Pajaritos llamado Congrejera, este inicio su produccion en 1981.

En cuanto a las descargas que se vierten al rio se puede afirmar que los ultimos 35 Kms. de su recorrido son los mas afectados ya que en ese tramo estan asentadas las industrias y los núcleos de poblacion. Los principales desechos, en cantidad y calidad, son el petróleo, el sulfato de calcio y los metales pesados; el resto de las descargas esta constituido por otros productos quimicos de cada planta industrial y por los drenajes de las poblaciones.

Las aguas del rio arrastran tambien aceites que provienen de la refinaria, los muelles de carga de Minatitlan y de Nanchital, el achique de los barcos petroleros y los residuos de combustion y lubricacion de las embarcaciones y los arrastrados por las aguas superficiales o por el drenaje.

Los metales mas pesados provienen del complejo industrial Pajaritos, la mayor parte de sus descargas se canalizan por el arroyo de Teapa que desemboca en el rio Coatzacoalcos, muy cerca de este se abren cuatro ductos que provienen: dos de la petroquímica Pajaritos de PEMEX, uno de IQUISA y otro de TEMSA; FERTIMEX por su parte descarga el agua de servicios en la darsena de Pajaritos.

2.2 PROPIEDADES FISICAS.

El etilen glicol es un liquido viscoso de alto punto de ebullición. es incoloro, es inodoro pero posee un ligero sabor dulce. Tiene una volatilidad relativamente pequeña y un alto punto de ignición. Es miscible en todas proporciones con agua y muchos liquidos organicos. Es algo mas higroscopico que el glicerol.

Las siguientes propiedades físicas, termodinámicas y termoquímicas, son dadas en la tabla inmediata:

Punto de ebullición,	760mm, C	197.6
	50mm, C	123.0
	10mm, C	89.0
(p.de eb.)/p,	750-760mm./mm	0.043
(p.de eb.)/p,	C/mm	0.045
Presion de vapor a	20 , mm	0.06
Densidad en g/ml	20	1.11336
Gravedad Especifica d	20	1.1155
(G,esp.)t,	0.40 grado -1	0.00070
Punto de Congelación,	C 20	-12.7
Indice de Refracción, np		1.4319
Tension Superficial, 20,	dina/cm	48.4
Viscosidad absoluta) 20	cp	20.93
Punto de Combustión		121.0
Punto de Ignición, °C		116.0
Calor Especifico, 20 ,	cal/g	0.561
Calor de Formación 20 ,	Kcal/mol	-108.1
Energia Libre de Formación, 25 ,	Kcal/mol	-80.2

Entropia de formación, cal/mol	39.9
Calor de combustión, Cp, Kcal/mol	-233.3
Calor de Vaporación 760 mm, cal/g	191.0
Calor de fusión, cal/g	44.7
Temperatura de Autoignición	401.66
Limite explosivo en aire, % vol	3.2
lb/1000 ft	5.1
Conductividad Termica 25 BTU/hr ft	0.146

La constante dieléctrica del etilen glicol fue determinada experimentalmente cuyo valor fue de 47.2.

Un problema que se presenta en el etilen glicol es su descomposición arriba de su punto de ebullición razón por la cual ha sido posible determinar experimentalmente las siguientes propiedades en fase de vapor, por lo que tuvieron que ser estimadas: --- Presion de Vapor, Calor de Vaporización, Capacidad Calorífica, Densidad, Viscosidad, Tensión Superficial, Conductividad Térmica.

Las propiedades críticas fueron las siguientes:

Punto de ebullición 197.3; Punto de Fusión -13; Peso Molecular --- 62.07; Temperatura Critica 374 °C; Presión Crítica 1120 psia; ---- Densidad Critica 0.333 g/ml.

El etilen glicol forma azeotropos con muchos solventes orgánicos, sin embargo cuando se cambia la presión total de la mezcla, la composición y el punto de ebullición cambian por lo tanto los azeotropos no son compuestos definidos.

En estudios realizados de fricción se vio que el etilen glicol tiene una gran fricción estática y la fricción cinética es mucho menor que cualquiera de los lubricantes sintéticos y aceites

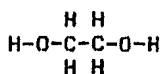
minerales incluyendo los alcoholes monohidroxilados que difieren -- ampliamente en viscosidad y composición química.

La longitud de la cadena y la configuración molecular -- fueron factores significantes en la evaluación de las fricciones.

PROPIEDADES QUIMICAS.

Propiedades Generales.

El etilen glicol es un alcohol dihidrico, de peso molecular de 62.07. Su fórmula estructural es:



La química del etilen glicol no difiere en la mayoría de los casos de la química de los alcoholes en general. Se puede decir que tiene propiedades químicas intermedias entre los alcoholes monohidricos y los alcoholes trihidricos. Sus reacciones químicas se centran alrededor de los grupos hidroxilo.

ESTERIFICACION.

Es una reacción comercialmente importante. Se esterifica fácilmente con ácidos orgánicos e inorgánicos, ácidos halidos o -- ácidos anhídridos.

Con ácidos monobasicos tales como el ácido acético o --- ácido clorhídrico, se pueden formar monoésteres y diésteres dependiendo de las relaciones molares de los reactantes. Como ejemplo, el monoacetato de etilen glicol, el diacetato de etilen glicol, la etilenclorhidrina, Carbonatos y Oxalatos, los policloroformatos, - el etilen tereftalato, el borato cíclico.

POLIESTERIFICACION.

Son obtenidos a partir de etilen glicol con ácido succini

co, adipico, ftalico, u otro acido dibasico, también llamados poliesteres neutros. Los poliesteres acidos se obtienen de la misma manera pero con un exceso de acido dibasico. Un ejemplo es el polietilen tereftalato.

REACCIONES CON ALDEHIDOS Y CETONAS.

Forma dixalanos cuando se trata con aldehidos y cetonas.

Los dialdehidos reaccionan con el etilen glicol para formar aldehidos ciclicos.

DESHIDROGENACION

Su deshidrogenacion sobre catalizador de cromita da como producto 1,3-dixalano, el cual es facilmente deshidrogenado obteniendose el 2-hidroximetil-1,3-dioxalano.

Tratándolo con un alambre de cobre en espiral y una corriente de nitrogeno-aire, se obtiene glioxal.

REACCIONES PARA FORMAR ETHERES

El etilen glicol puede ser tratado con alquil sulfano en la presencia de un alcali para formar el etilen glicol monoetil eter. También se puede obtener tratandolo con un alcohol en presencia de sulfato de zinc o sulfato de niquel.

Los naftil eteres han sido sintetizados calentando etilen glicol con naftoxido de sodio o naftol y acido sulfurico.

Con cloruro de bencilo e hidróxido de sodio en polvo se obtienen los eteres bencilicos.

Por condensación de olefinas terciarias en presencia de acido sulfurico se obtienen los eteres terciarios.

En la producción de monoeteres con un alquil halido o con un dialkil sulfato en presencia de hidroxido de sodio se obtienen

los dieteres de etilen glicol.

Por la deshidratacion del etilen glicol bajo condiciones adecuadas se produce dieter ciclico.

El dioxano tambien se puede obtener calentando etilen -- glicol con acido sulfurico concentrado.

2.3 USOS INDUSTRIALES DEL ETILENGLICOL.

ANTICONGELANTE.

Con el advenimiento de las máquinas de combustión internas, dispositivos que generalmente emplean agua como agente circulante de transferencia de calor para enfriarse, y su constante y creciente uso, hizo necesario particularmente en climas fríos y variables, proteger las máquinas contra efectos desfavorables del congelamiento del agua.

El agua por ser fácilmente disponible y muy barata se selecciono como enfriador de máquinas. Debido a su alto calor específico es un agente de transferencia de calor excelente. Su punto de ebullición no es tan alto como se desearia pero es suficiente para ser aceptado.

Las múltiples sales que en otros sistemas de enfriamiento han sido depresecantes satisfactorios del punto de congelación, no tienen uso en los sistemas de enfriamiento de motores de combustión interna debido a su alta corrosividad. Ya que el abatimiento del punto de congelación es una función del peso molecular del soluto en solución, los requerimientos para un depresor del punto de congelación incluyen alta solubilidad en agua, bajo peso molecular y corrosividad casi nula.

Se ha hecho notar desde hace mucho tiempo el gran uso que tiene el etilenglicol como anticongelante, debido a su punto de ebullición relativamente alto y su habilidad para abatir el punto de congelación del agua que son las propiedades principales que le han dado dicha aplicación.

En sistemas de enfriamiento de máquinas de combustión --

interna la incorporación del etilen glicol es obtenida por virtud de dos cambios separados pero relacionados entre si. El primero es que el punto de congelación de la solución se abate y congelamiento hasta que se alcancen bajas temperaturas y si se usa suficiente etilen glicol para disminuir el punto de ebullición abajo del de la temperatura ambiente nunca ocurrirá un congelamiento de la solución.

El segundo da como resultado un cambio en el carácter de la solución congelante. En ausencia de etilen glicol cuando la temperatura ambiente disminuye abajo del punto de congelación del agua ocurre la nucleación e inmediatamente después la masa de agua congela. En presencia de etilen glicol esto no ocurre, a menos que la concentración de etilen glicol en el agua sea pequeña y la temperatura ambiente sea menor que el punto de congelación de la solución. Físicamente este factor produce dos cambios íntimamente relacionados: a) Actúa para prevenir el congelamiento completo del enfriador excepto a temperatura ambiente abajo de la temperatura eutéctica de la solución agua-etilen glicol, y, b) En lugar de congelar en bloques sólidos, deposita únicamente cristalitas de agua.

Actualmente las soluciones de etilen glicol usadas como anticongelante contienen también otras sustancias como son anticorrosivos y antiespumantes.

Un sistema de inhibidores de corrosión para metales ferrosos y no ferrosos es por ejemplo: metasilicato de sodio 0.025 %, mercaptobenzotiasol 0.25 %, tetraborato de sodio al 2.6 %, carbonato de sodio 5.6 %, ftalimida 0.5 %. Es uno de los más modernos y eficaces usado principalmente para radiadores de automóviles.

Como agentes antiespumantes se usan óxidos de alquenos y compuestos orgánicos que contengan átomos de hidrógeno reactivos - como ejemplo: -naftol y óxido de propileno en relación de 1 a 2.5.

En los últimos años se han empezado a usar soluciones de etilen glicol como medio de transferencia de calor en las industrias, ya que ha ido desplazando poco a poco las soluciones salinas. Las ventajas con su bajo costo, la corrosividad casi nula que causan en los equipos y la mayor eficiencia.

Otros de los usos del etilen glicol como anticongelante es para evitar se congelen los parabrisas de los coches y aviones, en las pinturas de emulsiones de asfalto, el congelamiento de las dinámitas.

Dentro de los usos de menor importancia como anticongelante es como base para aumentar la resistencia congelante de mas- tiques adhesivos, así como de enfriador de tubos de rayos X a altas temperaturas, de ametralladoras y tanques de guerra.

POLIESTERES

El segundo gran uso del etilen glicol es como co-monome- ro empleado en la polimerización condensación para producir el poli (etilen tereftalato), uno de los polímeros más importantes para producir la fibra comercialmente conocida como Dracon (Dupont), Fortrel (Beaunist Mills), Kosal (Easman Kodak Co.), Terylene (ICI), Vycron (Celanese Corp) y otras.

La reacción de polimerización comienza en el Bis (hidroxietil) tereftalato (Bis HET), comúnmente producidas de tres formas diferentes. La primera síntesis usada en sumo grado emplea la transesterificación del dimetil tereftalato con etilen glicol, esta

se emplea debido a que el ácido tereftálico es un sólido de alto punto de fusión muy insoluble en la mayoría de los solventes comunes razón por la cual no se puede esterificar fácilmente por cristalización pero los costos de manejo de sólidos y por lo tanto de cristalización son mayores que al purificarlo por destilación.

Más recientemente sin embargo, debido a la constante demanda el ácido tereftálico de alta pureza se está usando para producir por esterificación directa con etilén glicol el diéster.

RESINAS

Las resinas alquílicas y poliéster que permanecen termoplásticas y solubles después de calentarse y secarse con aire se preparan con etilén glicol, glicerina y ácido carboxílico principalmente.

Los ácidos maleico y fumarico junto con el etilén glicol pueden copolimerizarse con monómeros vinílicos para usarse como resinas de laminado a baja presión con vidrio, tela rayón y papel.

El anhídrido maleico combinado con cantidades equivalentes de un ácido graso con doble ligadura y etilén glicol, da barnices que pueden ser aplicados a partir de una solución de un solvente orgánico o de una emulsión acuosa neutralizada y curados por medio de calor utilizando un catalizador tipo amina para poder obtener recubrimientos resistentes y brillantes un barniz de propiedades adhesivas mayores se obtiene combinando etilén glicol, anhídrido ftálico, y maleico con un diéster de dietilén, añadiendo también a la mezcla iniciadores de polimerización.

Las resinas poliéster para aislamiento eléctrico, se preparan a partir de un nitró derivado del ácido ftálico y etilén gli

col otro tipo de composición se prepara con dimetil-tereftalato, - glicerina, etilen glicol y óxido de plomo como catalizador.

Las resinas poliéster para recubrimiento de alambre de magneto se preparan a partir de dimetiltereftalato, etilen glicol, - glicerina y aceite de soya.

Los poliésteres insaturados usados para lacas se obtie-- nen copolimerizando, ácido maleico, etilen glicol y estireno. Es-- tos productos endurecen rápidamente a temperatura ambiente, debido al oxígeno atmosférico.

Las pinturas poliéster resistentes al calor se preparan mezclando bisfenol, etilen glicol y dietilen glicol, calentando - la mezcla, para posteriormente agregarle dimetil tereftalato, --- añadiendo finalmente ácido ricinoleico. La resina obtenida se -- mezcla con acetato de "cellosolve", oxiacetil butil y tolueno di- luyendolo después con un solvente orgánico para obtener la pintu- ra.

El etilen glicol, un ácido dicarboxílico de cadena lar- ga y anhídrido se usan para producir productos semejantes al hule por medio de la vulcanización.

FLUIDOS HIDRAULICOS.-

El etilen glicol es usado en una gran variedad de flui- dos hidráulicos, como por ejemplo para la transferencia de poten- cia en mecanismos hidráulicos, como en frenos de automoviles mar- tillos neumáticos, mecanismos para cambios de vías ferreas, ins-- trumentos automáticos, elevadores hidráulicos, maquinas de des--' carga, controles de hornos, etc.

Estos fluidos son de dos clases: los basados en aceite-

y los basados en agua (hidrolubs). Los fluidos hidráulicos basados en aceite o solventes orgánicos estan compuestos de etilen glicol, butanal y una mezcla de dimetil y dietilamina.

Los basados en agua se preparan a partir de etilen glicol, sulfonato de sodio, nafteno y agua; como característica principal tienen la propiedad de ser no inflamables y resistentes al fuego.

El etilen glicol sirve para prevenir el ataque de estos fluidos en partes de hule en contacto con el fluido.

PLASTIFICANTE.-

El etilen glicol es usado como plastificante es aplicado principalmente en celofan. Que cuando es sacado por aire tiende a ponerse fragil. Tambien es similarmente usado en papel, piel y algunas fibras naturales de gelatina y para dar lubricacion a las fibras que son pasadas por cañas y aparejos de un telar.

Este plastificante no es aceptado por el "Food and Drug Administracion" por sus propiedades tóxicas.

CAPACITORES.-

El etilen glicol tambien es usado extensamente en capacitores electroliticos.

La mayoría de los capacitores electricos requieren de una alta capacitancia en un espacio reducido.

La baja volatilidad y corrosividad del etilen glicol son las características que favorecen su uso de esta manera.

Estos condensadores son comunmente usados, en aparatos de radio, radar motores de induccion y otros dispositivos electro-

nicos, tambien se usa como electrolitos en celdas de cloruro de plata.

DESHIDRATAACION DE GAS NATURAL.-

El vapor de agua es probablemente la impureza indeseable mas comun en una corriente de gas, la deshidratacion es el proceso que consiste en remover dicho liquido, utilizando como agente higroscopico etilen glicol.

PRODUCCION DE GLIOXAL.-

Uno de los mas importantes usos del etilen glicol es como un intermediario para la fabricacion de glioxal, el cual es un agente anti-encogedor para la fibra rayon.

PRODUCCION DE ACIDO OXALICO.-

Recientemente se ha ideado un proceso para la preparaci3n del acido oxalico por oxidacion catalitica del etilen glicol, la oxidaci3n es por medio de una mezcla que contiene acido sulfurico y acido nitrico en presencia de pent3xido de vanadio como catalizador y bajo condiciones de presion. Despues de enfriarse la suspension resultante, se centrifuga obteniendose acido oxalico.

OTROS USOS.-

El etilen glicol se utiliza ademas:

Como plastificante en pastas para soldadura, como electrolito para el electroi brillado, de metales en conjunto con H_3PO_4 y H_2SO_4

Para la producci3n de polietilen glicoles que se usan en lubricantes especiales, en productos farmac3uticos, cosm3ticos, en recubrimientos de papel, resinas y plastificantes.

Se utilizan también como estabilizador de un espumante-
usado contra el fuego de productos químicos y aceites, así como -
también en formulaciones de productos para quitar carbón, limpiar
pistones de aluminio y otras piezas.

2.4 OTRAS OBTENCIONES DEL ETILEN GLICOL.-

PROCESOS DE MANUFACTURA.-

Durante mucho tiempo la fabricación del etilen glicol -- permaneció como curiosidad de laboratorio y fue hasta el año de 1925 cuando la Carbide & Carbon Co. instaló en South Charleston -- West Virginia, la primera planta productora de glicoles.

Después de la Segunda Guerra Mundial, cuando el crecimiento de la industria petroquímica ofreció al mercado, el etileno que es la materia prima básica para su manufactura.

A medida que se fueron encontrando nuevas aplicaciones -- para estos productos como anticongelante, deshidratador del gas -- natural, plastificantes, intermediario en la manufactura de reci -- nas alquídolicas y de fibras y resinas poliéster, etc. Grandes --- compañías empezaron a interesarse y a producirlo en gran escala.

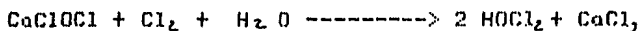
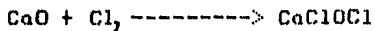
PROCESO DE LA ETILEN CLORHIDRINA.-

La reacción entre el etileno y el HClO da como resultado la formación de etilen glicol clorhídrico que puede ser convertida ya sea directamente a etilen glicol por su reacción con un -- alcali, dando posteriormente por hidrólisis etilen glicol.

Para producir etilen clorhídrico por un proceso conti -- nuuo, se hace pasar etileno a una presión de 200 atm a 20°C dentro de una torre. La solución es entonces bombeada bajo presión a un -- tanque mezclador, en donde se añade una corriente de cloro, en -- una relación de una mol de cloro por un litro de solución de al -- cali.

El cloro reacciona con el alcali hidratada para formar

oxicloruro de calcio que es inmediatamente descompuesto produciendo HClO y CaCl .



El HClO reacciona con el etileno para formar etilenclorhidrina. La reaccion se lleva a cabo a temperatura ambiente. La solucion de etilen clorhidrina y de cloruro de calcio se manda a un hidrolizador en donde es agregada una solucion de NaHCO₂ a -- 70-80 °C el dioxido de carbono desprendido en la reaccion sirve -- para descarbonatar a la solucion caustica que se ha eliminado.

Cuando cesa el desprendimiento de CO₂ la solucion cruda de etilen glicol pasa a una torre de destilacion en la que a una presion reducida se destila el etilen glicol.

Debido al alto punto de ebullición del etilen glicol -- este se separa de la sal con dificultad. Por esta razon se puede seguir un segundo metodo de hidrolisis indirecta y que es preferido desde un punto de vista ingenieril.

La solucion del etilenclorhidrina es calentada con cal o NaOH para dar oxido de etileno. El oxido es facilmente destilado de las sales y es hidratado entonces, con agua ligeramente -- acidificada bajo condiciones de alta temperatura de presión por -- otros metodos de hidratacion del oxido de etileno.

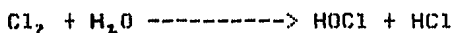
La mezcla de glicoles puros es concentrada en evaporadores y luego se alimenta a unas columnas para separar el mono-, di-, trietilenglicoles que se forman normalmente en cualquier -- proceso de manufactura.

La Daw Chemical ha ideado otro proceso para la obten--

cion de la etilenclorhidrina. La etilenclorhidrina es básicamente producida a partir de etileno, cloro y agua.

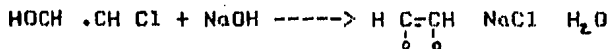
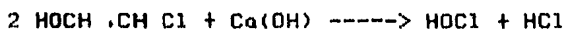
La mayoría del cloro producido en la planta se bombea a la planta productora de glicoles. Aquí el cloro es alimentado a las torres de raccion junto con el etileno y el agua. Las torres son de aproximadamente 100 pies de altura.

El agua (15-40 °C) se introduce tambien por la parte inferior de los reactores antiácidos. Los gases son sololigera---mente solubles a la temperatura de operación. La formación de la etilenclorhidrina se lleva a cabo rápidamente y la reaccion casi es completada a unos cuantos pies de la base de la torre.



La solucion de clorhidrina diluida es mandada de los reactores a las torres de separacion, donde se concentra la etilenclorhidrina a un 4%. Los gases producidos de los reactores y de la torre de concentracion, se ventean a un condensador antiácido para recuperar el dicloroetileno. De aqui los gases reactivos se enfrían y se mezclan con agua, para mandarlo a una torre separadora, donde se recupera el cloro y los gases sobrantes se ventean a la atmosfera.

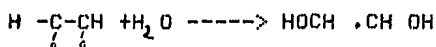
La solucion de etilenclorhidrina libre de acidos pasa a unos hidrolizadores, donde se lleva a cabo la hidrolisis en un medio ligeramente alcalino. Se puede usar para hidrolizor cal apagada o si no sosa caustica obtenida de las celdas de clorinacion.



El óxido de etileno producido junto con algo de vapor de agua es comprimido y condensado. Este crudo contiene alrededor de 10% de dicloro etileno y mas o menos la misma proporción de agua. Estas impurezas junto con trazas de acetaldehído son removidos en una columna de 60 pies de altura.

El dicloro etileno es neutralizado por una solución amoniacal. Los componentes ligeros y pesados del crudo se separan por destilación. Finalmente los componentes de la parte inferior de la columna se mandan a una torre donde son removidos los componentes pesados.

Para producir el etilenglicol, el óxido de etileno producido es hidrolizado en fase liquida bajo presion y mezclado con 8 partes de agua a la misma presion la mezcla que contiene agua dulce recirculada del sistema continuo es precalentada a 100°C para iniciar la reacción, esta es fuertemente exotermica y la temperatura continua aumentando durante el transito hacia los recipientes de reacción y como consecuencia de este aumento el tiempo de reacción tambien aumenta. La temperatura aumenta hasta 185°C durante el trayecto en el sistema de reaccion. Cuando la temperatura ya no sube es señal de que la reaccion ha terminado.



Durante el proceso se forma, dietilenglicol trietilenglicol y poliglicoles. Esta formacion se debe a la reaccion del oxido de etileno con el etilen glicol.

La solucion del crudo de glicoles es concentrada con un evaporador de multiple efecto. La primera parte opera a 10 atm. de presion y se elimina una tercera parte de agua el residuo se

pasa a una torre similar donde otra tercera parte de agua es removida. el paso final de purificación se lleva a cabo bajo vacío y la mezcla de glicoles resultantes es casi anhidra.

Para separar el etilen glicol de la mezcla se pasa el crudo a una columna final que sera a 25-60 mm de Hg fabricada con 2 etapas de suministro de vapor. Los productos del fondo de la columna se pasan a una columna similar de 70 pies de altura para separar el dietilen glicol y trietilen glicol.

El grado de pureza del etilen glicol depende del uso posterior que se le vaya a dar. Las fibras sinteticas modernas demandan una gran pureza del etilen glicol para asegurar propiedades consistentes y ausencia de decoloracion.

A PARTIR DE FORMALDEHIDO Y MONOXIDO DE CARBONO.-

Este metodo esta basado en la reaccion entre el formaldehido, monoxido de carbono y agua para formar el acido glicolico este se esterifica y el ester resultante se hidroliza para obtener el etilen glicol.

Consistente en pasar al fondo de una columna de destilacion, vapores de formaldehido y agua para ponerlos en contacto con una mezcla solvente de acido glicolico, agua y acido sulfurico. Los crudos que salen del fondo de la columna se hacen pasar al fondo de un reactor continuo en presencia de un exceso de CO el cual reacciona con el agua y el acido sulfurico se manda a una torre de destilacion en la que al destilar se obtiene como crudo acido glicolico que luego se purifica por esterificacion.

El ester del acido glicolico resultante se hace reaccionar con hidrogeno en presencia de un catalizador de cromita

para obtener el etilen glicol. En los Estados Unidos solamente el 8% de la producción de etilen glicol es mediante este método.

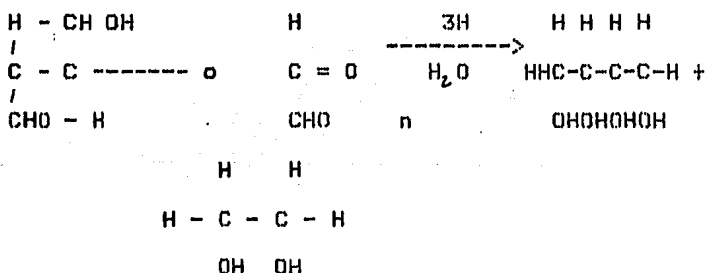


El rendimiento de etilen glicol obtenido por este método es de 75%.

A PARTIR DE LA OXIDACION E HIDROGENACION DEL ALMIDON.-

Oxidando el almidon se produce el dialdehido de almidon esta oxidacion se lleva a cabo por medio de un acido periodico.

La estructura peculiar de ese producto indica la posibilidad de ser reducido por hidrolisis a tetrol, eritrol y etilen glicol en atractivos rendimientos.



Los primeros intentos para desarrollar un proceso practico para la preparacion de polioles a partir del almidon utilizando niquel Romey como catalizador obteniendose rendimientos de eritrol de 60-70 %. Este trabajo describe el efecto de añadir soportes de catalizador al niquel en el curso de la hidrolisis reductiva del dialdehido de almidon, bajo condiciones apropiadas de pH, tiempo y

de temperatura.

Se mezcló Kiesselguhr y carbon activado con níquel encontrándose que se aumentaron los rendimientos de eritrol y etilen glicol hasta un 90 %, permitiéndose usar concentraciones de dealdehido de 25 % para la obtencion de los mismos. Con estas condiciones se obtuvieron 86 % de eritritol que fue aislado en forma cristalina y un 83 % del etilen glicol fue recuperado por destilacion.

El dialdehido de almidon con un contenido de humedad de 11.3 % se suspende en agua produciendo un pH de 3.3. Luego se pone el catalizador de Ni soportado en Kiesselguhr, aumentandose el pH hasta 7.5. La solucion entonces se transfiere a un recipiente con agua que esta a alta presion. Se introduce hidrogeno en el recipiente que esta a una presion de 2000 psi, y se comienza la agitacion y la mezcla de reacción se calienta a 200 °C durante 5.5 hrs. Una vez completada la reaccion se enfria el reactor, se ventea y se abre, despues de lo cual el catalizador se recupera por filtracion. La mezcla de reaccion se aísla por evaporacion de la solucion original en vacio, posteriormente se enfria para cristalizar el eritritol.

Los cristales incoloros se filtran, se lavan con etanol y se secan para producir 86 % de eritritol.

El eritritol se recupera combinando el filtrado y el lavado de etanol, concentrandolos en vacio y destilandolos a la temperatura de 100 °C y 2 mm de presion el rendimiento obtenido de etilen glicol fue de cerca de 90 %.

Los mayores rendimientos de etilen glicol y eritritol ocurren en un rango de temperatura de reaccion de 160-200 °C.

Este proceso es de poca importancia comercial no teniendo todavía aplicación ya que no es económicamente viable.

CAPITULO III

LA PLANTA DE OXIDO DE ETILENO

- 3.1 DESCRIPCION DEL PROCESO.
- 3.2 LISTA DE CLASIFICACION DEL EQUIPO.
- 3.3 PUNTOS CRITICOS DE LA PLANTA.
- 3.4 ANALISIS DE EFLUENTES.
 - 3.4.1 VARIABLES DE OPERACION.
 - 3.4.2 DIAGRAMA DE EFLUENTES.
 - 3.4.3 RESULTADOS.
- 3.5 BALANCE DE MATERIALES.
- 3.6 RESULTADOS.
- 3. LA PLANTA DE OXIDO DE ETILENO.-
 - 3.1 DESCRIPCION DEL PROCESO.-

3. LA PLANTA DE OXIDO DE ETILENO.-

3.1 DESCRIPCION DEL PROCESO.-

El aire atmosférico proveniente de la chimenea B-101 es tratado en el filtro de aire M-101 para minimizar la cantidad de polvo introducido en la unidad de proceso. El aire luego pasa a la succión de un compresor de aire centrifugo de multi-etapas, C-101-1AA, el cual eleva la presión del aire atmosférico a $25 \text{ kg/cm}^2 \text{ abs.}$ Este aire es enfriado entre paso y paso y después de la compresión. El compresor es impulsado por la expansión a través de una turbina de gas de purga del proceso a una presión y temperatura de aproximadamente $18 \text{ kg/cm}^2 \text{ abs.}$ y $420 \text{ }^\circ\text{C.}$

El aire comprimido es enfriado y pasa a la lavadora caustica D-102, donde el aire se pone en contacto con una corriente de sosa caustica diluida, que sirve para eliminar cualquier componente ácido presente en el aire.

El líquido arrastrado es eliminado en el tanque de choque F-102, luego, el aire pasa por una cama de carbón, D-103. La cama absorbe otras trazas de contaminantes presentes en el aire y previene su paso al sistema de reacción y posiblemente el envenenamiento del catalizador. Cualquier partícula de carbón arrastrada de la cama es removida en el filtro M-102 A o B.

El etileno alimentado entra del límite de baterías a la presión requerida en el proceso. El etileno de entrada es mantenido a una temperatura constante para facilidad de control y medida del flujo de etileno.

SECCION DE REACCION.-

El reactor principal D-201, opera a una baja conversión

de etileno a oxido de etileno por paso para lograr una alta selectividad. Por tanto, es necesario recircular la mayor parte del --- efluente del reactor. El aire fresco es mezclado con el gas recirculado despues que este último ha sido librado de su contenido de oxido de etileno por medio del absorbedor principal. Despues, el - etileno requerido por la planta es añadido y mezclado con esta --- corriente de gas recirculado. La corriente de gas recirculado, enriquecido de esta manera con aire y etileno, pasa por un conjunto de cambiadores de calor en serie y de aqui al reactor intermedio.

La concentracion de etileno que es mantenida en los reactores, es aproximadamente 11.0 % en mol. en el reactor principal, el etileno normalmente es alimentado solo al reactor principal; el aire es alimentado a todos los tres reactores para mantener la concentracion del oxigeno molar en aproximadamente 6 %.

Una porcion del gas pobre recirculado del sistema de --- reaccion principal es alimentado al reactor intermedio una parte - del gas pobre en el sistema intermedio es alimentado al reactor de purga y una porcion del gas pobre es purgado del sistema de reaccion de purga para mantener el nivel de presion en el sistema entero.

Aproximadamente el 25 % del etileno es convertido por -- paso en el reactor intermedio, D-202 a oxido de etileno y CO_2 . Las condiciones de reaccion se ajustan para mantener la concentracion del etileno que entra al reactor en valores entre 4.5 y 5.5 %. La concentracion de oxigeno se mantiene entre 5 y 6.5 %. El calor de reaccion es removido circulando mobiltherm, a su vez por la --- coraza del reactor. La temperatura de reaccion se regula mantenien nmewpage.

do el mobiltherm a una temperatura predeterminada.

La temperatura del mobiltherm es mantenida controlando la fracción del mobiltherm que va al enfriador y/o controlando la presión de vapor generada. El mismo enfriador es también utilizado -- para calentar el mobiltherm durante el arranque usando vapor de -- alta presión suministrado fuera de los límites de batería.

El gas producido es el reactor intermedio pasa por los cambiadores de gas-gas donde intercambian calor con el gas alimentado a la reacción. Después de ser enfriados en estos cambiadores el gas producido entra a los lavadores intermedios, D-302 donde el óxido de etileno se absorbe en agua.

Para mantener la presión del sistema constante una porción de este gas debe ser constantemente venteado o purgado del -- sistema de reactor intermedio. Esta corriente purgada contiene una cantidad considerable de etileno que, si no es recuperado representaría una seria pérdida por consiguiente se proporciona un sistema de reacción de purga.

La corriente de purga donde el reactor intermedio es alimentado al reactor de purga donde la reacción es dirigida de tal -- manera que se obtiene una alta conversión y una correspondiente -- selectividad inferior.

Es esencial que este reactor opere en condiciones de --- alta conversión para obtener un máximo rendimiento de óxido de etileno del etileno alimentado a él. La concentración de oxígeno se -- debe de mantener de 6 % en mol. Para lograr una alta conversión, -- es necesario que la concentración de etileno sea del 2 % o menos. Esto se obtiene recirculando una parte del gas pobre que sale del

lavador de purga.

El compresor en el sistema de gas de purga tambien se lo caliza despues de la lavadora de purga, para minimizar la cantidad de gas recirculado de purga que se va a comprimir.

Para controlar la oxidacion en el punto debido una pequena parte de la corriente de alimentacion auxiliar se introduce --- INHIBIDOR, 1,2 dicloroetano se introduce en el gas alimentado al -- reactor una corriente lateral de aire comprimido es burbujeada a traves de este inhibidor e inyectada despues dentro de la corriente de gas recirculado.

SISTEMA DE RECUPERACION Y REFINACION.-

El oxido de etileno producido en la reaccion es removido de las corrientes de gas recirculado en las lavadoras por absorcion en agua, para formar una sola fase diluida.

Las corrientes oxido-agua de cada lavador se combina y se calientan en los cambiadores de calor de agua de ciclo E-402, a una temperatura de cerca 100 °C, la solucion oxido agua es luego alimentada al domo de la columna agotadora D-401, donde el oxido y algo de agua es removido por el domo por agotamiento con vapor.

La columna agotadora opera a una presion baja, siendo de 1.41 kg/cm² en el domo. El suficiente vapor se alimenta a esta --- columna para remover todo el oxido de etileno contenido en el agua alimentado. Todo el CO₂ disuelto, O₂, N₂, y C= son agotados.

El agua pobre o agotada del fondo de la columna agotadora pasa a las bombas de agua de ciclo G-401. El agua que sale de las bombas tiene una temperatura de aproximadamente 112 °C.

El agua probe intercambia calor con la alimentacion a la

columna agotadora en los cambiadores de ciclo de agua donde es ---
enfriada a 64 °C. Esta agua es despues enfriada a 35 °C con los -
cambiadores E-401. Despues el agua pobre es recirculada a las lava
doras en operaci6n.

Los vapores de 6xido de etileno-agua extraidos del domo
de la columna agotadora son pasados al condensador de la columna
agotadora E-403, donde la mayor parte del vapor de agua y algo de
oxido de etileno son condensados.

La mezcla de condensados y vapor entra a la base del ---
reabsorbedor D-402, una columna empacada con anillos pall de acero
inoxidable, donde los vapores son absorbidos en agua de proceso.
Los no condensables principalmente CO₂, O₂ i y N₂ son venteados
a la atmosfera en el domo de esta columna.

En los fondos de la reabsorbedora son calentados a cerca
de 89 °C el cambiador-alimentacion fondos de la columna refinadora
E-501, y son destilados en la columna refinadora D-501. Esta colum
na se separa el agua por el fondo y por el domo sale el oxido de
etileno.

Esta columna opera a una temperatura en el domo de 47 °C
y a una presion de 3.6 Kg/cm² .abs. La columna se calienta con va
por vivo los fondos de la columna refinadora son enfriados a 100 °C
precalentando la alimentacion.

La mayor parte de los fondos se utiliza como agua de pro
ceso para el reabsorbedor. El resto es purgado del sistema conside
randose un efluente de la planta.

El producto del domo de la columna refinadora es conden
sado en el condensador de la columna de refinacion E-502. El conden

sado pasa a un recipiente F-501 del cual el reflujo se retorna a la columna por medio de una bomba de reflujo G-502.

El condensado aun contiene algo de CO_2 que es removido del óxido de etileno por medio de una pequeña columna agotadora -- D-502 que es calentada por un calentador, E-504.

El producto del fondo D-502 puede contener pequeñas cantidades de acetaldehído y formaldehído. Para obtener un producto bajo de aldehído, este óxido es destilado en dos columnas que operan en serie.

El sistema de destilacion consta de dos columna (D-1503-D-503), dos recalentadores (E-1506-E-506), los cuales estan colocados en la columna de agotamiento (D-1503) un tanque de reflujo --- (F-502) dos enfriadores colocados en paralelo (E-1505-E-505).

Asi el producto del fondo de D-502 sirve como alimentacion a la columna de agotamiento (D-1503) que opera a 5.4 Kg/cm^2 abs. en el domo.

La temperatura del fondo se mantiene a 66°C (D-1503) en el domo 61°C (D-503).

El producto puro (óxido de etileno) se obtiene por el -- domo de la columna (D-503). Este producto que es el 97 % del oxido total alimentado a la columna es extraido del sexto plato desde el domo. El producto puro de oxido de etileno es enfriado E-507 (cambiadores) y E-1507 y luego es enviado a almacenamiento.

3.2 LISTA DE CLASIFICACION DEL EQUIPO PLANTA DE OXIDO DE ETILENO.

CLAVE	DESCRIPCION
D-401	Columna de absorcion.
D-402	Reabsorbedor.
D-501	Columna de refinación.
D-502	Agotador de CO .
D-503	Columna de purificación.
E-401AyB	Enfriadores en el ciclo de agua.
E-401C	Enfriador de agua.
E-402AyB	Cambiadores de calor.
E-403	Condensador en la columna de absorción.
E-404	Enfriador de agua en el reabsorvedor.
E-501	Cambiador de calor en fondos de la columna de reabsorción.
E-502	Condensador de la columna de refinación.
E-504	Calentador del agotador de CO .
E-505	Condensador de la columna de purificación.
E-506	Calentador de la columna de purificación.
E-507	Enfriador del producto puro (óxido de etileno).
E-508	Enfriador de fondos de la columna de purificación.
F-501	Recipiente de la columna de refinación.
F-502	Recipiente de la columna de purificación.
G-401A	Bomba del ciclo de agua.
G-401B	Bomba del ciclo de agua.

G-402A	Bomba de fondos de reabsorvedor.
G-402B	Bomba de fondos del reabsorvedor.
G-403	Bomba de inyección de solución cáustica.
G-501	Bomba de fondos de la columna refinadora.
G-502A	Bomba de reflujo a la columna refinadora.
G-502B	Bomba de reflujo de la columna refinadora.
G-503	Bomba de fondos de la columna agotadora de Co .
G-504A	Bomba de reflujo de la columna de purificación.
G-504B	Bomba de reflujo de la columna de purificación.
G-505A	Bomba de fondos de la columna de purificación.
G-506	Bomba de producto puro (óxido de etileno)
D-201	Reactor principal.
D-202	Reactor intermedio.
D-203	Reactor de purga.
D-301	Lavador o columna lavador de reactor principal.
D-302	Lavador o columna lavador de reactor intermedio.
D-303	Lavador o columna lavador de reactor de purga.

3.3 PUNTOS CRITICOS DE LA PLANTA.

Para nuestro trabajo se consideran puntos críticos aquellos donde después de la reacción se supone la presencia de glicol.

El primer punto crítico es el reactor de purga D-203 y su respectivo lavador de purga.

El óxido de etileno producido en la reacción es removido de las corrientes de gas recirculado en las lavadoras por absorción con agua para formar una sola corriente diluida, con cierta cantidad de glicol.

La solución de óxido de etileno, agua es alimentada al domo de la columna agotadora D-401 donde el óxido y algo de agua es removido por el domo por agotamiento con vapor vivo, aquí se desprende el CO_2 subproducto de la reacción considerándose un segundo punto crítico de la planta.

El tercero y más importante punto crítico se refiere al ubicado en las lavadoras de la reacción. Los afluentes de estas torres lavadoras son las que proporcionan una alta concentración de glicoles.

El inventario del ciclo del agua se repone por el vapor vivo introducido a la columna lavadora, además una purga de agua se mantiene en el sistema.

Otro punto crítico es el que se refiere a la unidad reabsorvedora D-402, columna empacada con anillos pall donde los vapores son absorbidos en agua de proceso. Los no condensables CO_2 , O_2 , N_2 son venteados a la atmósfera.

Los fondos de la reabsorvedora son calentados 989°C) y

destilados en la refinadora E-501. En esta columna se separa el -
agua por el fondo y por el domo sale el oxido de etileno.

Los fondos de esta columna son enfriados 35°C) la mayor
parte de estos fondos son usados como agua de proceso para el --
reabsorvedor. El resto es purgado del sistema para mantener un --
inventario de agua constante. Siendo este el ultimo punto crítico.

3.4 ANALISIS DE EFLUENTES.

La planta de óxido de etileno puede analizarse desde un punto de vista general en lo que se refiere a sus efluentes, es decir las corrientes que son sustraidas del proceso para su eliminación o posterior tratamiento.

Esta planta la podemos dividir en tres secciones para su facilidad; así tenemos la primera sección o de preparación de materia prima (aire y etileno) en condiciones óptimas de reacción; segunda sección de reacción y tercero purificación y almacenamiento de producto.

Para el análisis de efluentes comenzaremos por mencionar la preparación de carga, el aire al ser filtrado siempre viene acompañado de polvos extraños o bien atmósferas acidas, dichos filtros tienen la función de detener basuras extrañas que perjudicarían al sistema.

La cama de carbón funciona como nivelador y captador de concentraciones acidas en el ambiente.

Estos filtros deben ser cambiados o bien lavados para su mantenimiento, tenemos nosotros así el primer efluente de la planta.

SECCION DE REACCION.

En lo que se refiere a la sección de reacción difícilmente podemos detectar efluentes. Esta sección tiene la particularidad de auto-alimentarse, o sea los tres reactores (principal, secundario y de purga) están interconectados en serie para su función.

Al efectuarse la reacción, el producto (óxido de etile-

no) es absorbido en agua.

Las corrientes que conectan los reactores intermedio y de purga son enriquecidas con la adición de aire y etileno entre paso y paso; posteriormente pasan a su respectivo cambiador de calor -- donde son enfriados por el gas de carga del reactor. El gas ya -- frio pasara al primer lavador con agua.

Una purga del segundo sistema de gas de síntesis se toma de la descarga del segundo compresor con el objeto de mantener constante la presión del segundo sistema, esta corriente de purga es dividida y enviada al tercer sistema de reaccion.

Los tres sistemas de reaccion esta equipados con analizadores de oxigeno a la entrada y salida de los rectoros.

Cada uno de estos analizadores puede ajustarse por medio de un interruptor, para analizar continuamente los gases -- correspondientes a la entrada y salidas y automaticamente alter-- nar dichos analisis en intervalos de dos y tres minutos.

Estos analizadores de oxigeno y etileno, sirven como -- guias primarios para regular la alimentacion 'aire y etileno'.

SISTEMAS DE AGUA DE SINTESIS

El vapor de oxido de etileno, producido en el reactor -- principal, se absorve en el absorvedor principal con agua que --- contiene una pequeña concentracion de oxido de etileno, la cual se conoce como agua de sintesis pobre.

Cuando el absorvedor esta inundado, un tanque separa-- dor dechoque ha sido diseñado para contener y separar el arrastre-- de agua que en algun momento exista.

El nivel de agua en el absorvedor principal se controla

con el contralor CRC 207 que purga el agua de síntesis rica, hacia la sección de agotamiento para separar el óxido de etileno y el agua.

El agua de síntesis rica, de los absorbedores, se combina y envía a través de los cambiadores de agua de síntesis E-402, donde se calienta con el agua de síntesis pobre, que viene de la columna pobre, que viene de la columna agotadora el agua de síntesis pobre es regresada a la sección de absorción.

De los cambiadores de agua de síntesis, la corriente de agua pobre es dividida, la mayor parte se enfría en el cambiador (E-401) para mejorar y aumentar su poder de absorción para los absorbedores esta agua fría es el agua de absorción.

El exceso de agua de síntesis, que se forma en la reacción de oxidación y en la condensación del vapor de agotamiento, es enviado al drenaje.

Esta purga es regulada y controla el nivel en el fondo de la columna agotadora.

Este control mantiene un inventario constante de agua en el sistema de agua de síntesis.

COLUMNA AGOTADORA

La columna agotadora D-401 efectúa una separación preliminar entre el óxido de etileno y el agua; el agua de síntesis rica, entra en la parte superior de la columna, donde se evapora instantáneamente.

Una separación posterior se hace al inyectar vapor al fondo de la columna y esta toma contacto con el líquido no evaporado.

Los fondos de la columna son agua de síntesis pobre casi libre de óxido de etileno debido a la inevitable alta temperatura de la solución de agua óxido en la alimentación y domo del agotador.

Algo de glicol se forma en esa torre y este glicol se elimina con la purga del agua de síntesis.

SISTEMA DE REABSORCION

La mezcla de líquido y vapor pasan del domo de la columna agotadora al fondo del reabsorbedor D-402 donde el vapor y el líquido se separan.

Todos los incondensables (excepto algo de CO_2) vapor de agua y trazas de óxido de etileno son venteados a la atmósfera.

La línea de venteo, tiene purga de vapor para evitar condensación y formación de tapones.

SISTEMA DE LA COLUMNA DE REFINACION.-

En esta columna se lleva a cabo la separación completa de el óxido de etileno y el agua.

Los fondos de la columna refinadora son regresados al reabsorbedor a través de la bomba de fondos de la columna refinadora.

El inventario de agua de reabsorción se mantiene con una purga de los fondos (ya fríos) de la columna refinadora.

Debido al inevitable calentamiento de la solución acuosa de óxido de etileno, cerca del plato de alimentación de la columna refinadora, gran cantidad de glicol se produce y este es eliminado en la purga de fondo. Esta purga se efectúa corriente abajo del enfriador a través de la línea P-415 y enviada al dre--

naJe.

Esta purga es registrada por el FR-402-B.

3.4.1 VARIABLES DE OPERACION QUE INFLUYEN EN LA GENERACION DE GLICOLES.

Es importante señalar que durante la operación de la planta de óxido de etileno, existen algunas variables que no controlarse, conducirían a una obtención de glicoles en los efluentes de la misma planta.

En seguida se menciona la influencia que tienen dichas variables de operación en el equipo de la planta.

De acuerdo al análisis de efluentes se resume que la mayoría de las purgas de agua contienen un porcentaje de glicoles.

Estos glicoles son el producto de la reacción que se lleva a cabo al contactar el óxido de etileno y el agua.

De acuerdo con analogías de efluentes se considera que la mayor probabilidad de formación de glicoles se logra cuando se trabaja a altas temperaturas.

1.- Condiciones de operación de la columna agotadora.

Las variables de operación que son controladas por esta columna son la presión de la columna, regulada por la válvula de venteo, en la reabsorvedora, el vapor a la base de la columna y el nivel del líquido.

a) Presión de Operación

La presión de operación, determina la temperatura de la columna, la cual a su vez determina la producción de glicol en la corriente de agua de síntesis la temperatura del agua de síntesis pobre a las lavadoras.

2.- Condiciones de Operación de la Columna Reabsorvedora.

Las variables de operación que son controladas -- aquí son la presión de la columna, el flujo de alimentación de -- agua, la reabsorvedora y el nivel en el fondo de la misma columna.

Si el reabsorvedor funciona a la presión máxima no se limita la pérdida de óxido de etileno y dará como resultado un menor ahorro en servicios auxiliares (vapor, agua de enfriamiento) y maximizará la formación de glicoles en el sistema de las -- columnas agotadoras y absorvedora.

3.- Columna Refinadora.

a) Presión de la Columna.

La elevación de la presión de la columna aumenta la temperatura en el fondo de la columna; cuando es mayor la -- temperatura, mayor es la conversión a glicol y mayor es el consumo de vapor debido al calor sensible en los fondos.

b) Relación de Reflujo.

La relación de reflujo (reflujo a producto) debe ser lo suficientemente alta para dar óxido con un contenido -- despreciable de agua.

Un aumento en la tasa de reflujo dará como resultado un aumento en el consumo de vapor. Esto dará una mayor velocidad de formación de glicol.

TABULACION DE LOS FLUJOS DE CADA CORRIENTE DE ACUERDO AL ANALISIS DE EFLUENTES

PASO #	DIAMETRO IN.	FLUIDO	LINEA DE FLUJO DE:	A:	CONDS. OPERACION		
					Kg/m ³	T. °C	
414	3	Purga de agua	P-411	PTA.	GLICOL	2	40
415	2	Purga de agua	P-413	Drenaje		2	40
416	2	Purga de agua	P-543	P-415		5	50
417	2	Purga de agua	P-415	P-414		2	40

TABULACION DE LOS FLUJOS DE CADA CORRIENTE

CLAVE EQUIPO	LOCALIZACION		SERVICIO PURGA DE AGUA DE CICLO	CONDICIONES DE OPERACION P, T, S.G.	
	LINEA #	DIA. IN.			
CV-401	P-411	2	7.6 m/hr	29.0 Kg/cm	T=64
FE-402B	P-415	1 1/2	9.1 m/hr	3.0	35
FE-403	P-413	3	27.1 m/hr	3.0	35

*

S.G. specific gravity

3.4.3 RESULTADOS DE ANALISIS DE EFLUENTES *

CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9
DESCRIPCION	AGUAS RESIDUALES CON MEG Y DEG	AGUAS RESIDUALES CON MEG Y DEG	AGUAS RESIDUALES CON MEG Y DEG	AGUAS RESIDUALES CON MEG Y DEG	AGUA CON GLICOL	AGUA CON GLICOL	AGUA CON GLICOL	SOSAS GASTADAS NO CONTAMINADAS	AGUAS ACEITOSAS
AGUA	97.82	99.23	-	98.19	97.82	99.74	99.5	90.0	99.71
COM- GLICOL	2.08	0.72	-	1.81	2.08	2.08	0.5	-	-
PO OX. ETIL.	0.01	-	95.0	-	0.1	-	-	-	-
SI ALDEHIDO	0.0	-	5.0	-	-	-	-	-	-
CI ACETITE	-	-	-	-	-	-	-	-	0.29
ON CARBONATO	-	-	-	-	-	-	-	8.0	-
% SOSA	-	-	-	-	-	-	-	2.0	-
PESO									
FLUJO NORMAL	6.5	12.6	0.6 m ³ /DIA	19.1	1.0	7.0	8.0	0.65	4.1
m ³ /Hr MAXIMO	6.5	12.6	1.1 m ³ /DIA	19.1	7.0	7.0	8.0	0.65	7.9
PRESSION									
Kg/cm ² .	3.5	5.6	0.0	-	0	0	3.09	1.7	0.0
TEMPERATURA °C									
	65	70	60	69	40	40	40.0	40.0	37.0
DENSIDAD RELATIVA									
	1.0	1.0	0.882	0.998	1.0	1.0	1.0	1.14	0.9996

* VER CAP. VIII DIAGRAMA #1 APENDICE

3.5 BALANCE DE MATERIALES.

Para determinar el flujo de recuperación que significa la base para diseñar nuestra unidad de recuperación, consideramos un balance de materiales parciales, o sea adicionando una corriente con otra por no ser productos de reacción, sino corrientes de desecho, y nos van a proporcionar la cantidad aproximada de agua purgada del sistema.

Las condiciones de operación de la planta de óxido de etileno son fundamentales para que se facilite la formación de glicoles, en seguida se enumeran estas condiciones.

1. La adición de inhibidor (1,2 dicloroetano) en el seno de la reacción, la carencia de este inhibidor provoca reacciones colaterales que provocan la formación de glicoles así como la de algunos ácidos orgánicos entre ellos el acetaldehído y el formaldehído.

2.- Control de la presión del sistema. La presión es la variable que se debe controlar con mayor cuidado, de estas variables dependen la producción de vapor para la alimentación de la columna agotadora y a la columna rectificadora.

Las temperaturas provocadas como consecuencia de altas presiones influyen en las condiciones óptimas de formación de glicoles.

La presión de operación determina la temperatura de las columnas, las cuales a su vez determinan la producción de glicol en la corriente de agua de síntesis.

3.- El tiempo de permanencia. En las corrientes de agua de síntesis, existe una variable importante que se origina cuando

la planta esta en paro normal a paro de emergencia. Esta variable tiene su fundamento en condiciones de polimerizacion, aspecto importante en caso de paro normal de planta para mantenimiento del equipo.

Para el caso particular de balance de materiales, de esta planta, se considera una de las plantas del complejo de las mas importantes en lo que se refiere a la recuperacion y buen manejo de energia.

Es decir la energia que se obtiene del producto de la reaccion, es la misma que se utiliza para operaciones de calentamiento, enfriamiento, en cambiadores de calor, asi como tambien para el funcionamiento de turbinas accionadas con vapor de alta presion.

SERVICIOS AUXILIARES.

Los servicios auxiliares son proporcionados por la planta del mismo nombre, sin embargo consideramos conveniente mencionar sus consumos.

CONSUMO DE AGUA TRATADA

$$45,730 \times 1.6 = 321,929 \text{ GPM}$$

AGUA DE ENFRIAMIENTO

$$\text{CONSUMO NORMAL} = 11,371 \text{ GPM}$$

$$\text{CONSUMO MAXIMO} = 17,056 \text{ GPM}$$

$$\text{CONSUMO MAXIMO DE VAPOR} = 13,950 \text{ Lb/hr X FS}$$

$$\text{CONSUMO NORMAL DE VAPOR} = 22,310 \text{ Lb/hr}$$

CONSUMO DE ENERGIA

$$\text{TOTAL DE MOTORES OPERANDO 90\% eficiencia} = 3064 \text{ KW}$$

3064 X 1.25 = 3830 KW 90% EFICIENCIA

CONSUMO DE SOSA CAUSTICA = 180 TON/ AÑO.

* FS = FACTOR DE SEGURIDAD

3.6 RESULTADOS

DE LOS AFLUENTES QUE CONTIENEN MEG Y DEG.

ESTAS AGUAS RESIDUALES PROCEDEN DE;

- a) Corriente continua de purga de la columna de apagado
D-401.

CARACTERISTICAS DE ESA CORRIENTE

FLUJO MAXIMO	156 T/ DIA
TEMPERATURA	65 C .
Ph	6.9
DENSIDAD	1.0 Kg/L
VISCOSIDAD	1.0 CP.
COMPOSICION	% PESO
GLICOL	2.08
O DE E.	0.01
AGUA	97.82

- b) Corriente continua de purga de la columna de --
regeneración D-501.

CARACTERISTICAS

FLUJO MAXIMO	302.4 T/DIA
TEMPERATURA	70 C
DENSIDAD	1.0 C.P.
Ph	6.6
COMPOSICION;	% EN PESO
GLICOL	0.72
O DE E	0.005
AGUA	99.23

- c) Purga de fondos de la columna purificadora ----

D-1503.

Las características de esa corriente son:

FLUJO NORMAL	21 Kg/Hr
FLUJO MAXIMO	40 Kg/Hr
TEMPERATURA	60 C
DENSIDAD	0.882 Kg/Hr.
VISCOSIDAD	0.304 C.P.
COMPOSICION	% PESO
OXIDO DE ETILENO	95%
ALDEHIDO	5%

OTRAS CORRIENTES QUE CONTIENEN GLICOLAS .

d) Purgas de sellos de compresores de proceso ----

C-301 C-302 C-303.

GASTO	168 Ton/DIA
TEMPERATURA	40 C
Ph	6.1
DENSIDAD	1.0 Kg/L
COMPOSICION	% EN PESO
GLICOL	0.26
AGUA	99.74

e) Purgas de tanques de choque de lavadoras D-301-

D-302 D-303

GASTO	24 Ton/DIA
TEMPERATURA	40 C
DENSIDAD	1.0 Kg/DIA
VISCOSIDAD	1.0 C.P.
COMPOSICION	% EN PESO

GLICOL	2.08
O. DE E.	0.01
AGUA	97.82

CAPITULO IV

UNIDAD DE RECUPERACION

- 4.1 ESTUDIO Y SELECCION DE LOS DIFERENTES METODOS DE SEPARACION.
- 4.2 FUNDAMENTOS DE DISEÑO.
- 4.3 DESTILACION.
- 4.4 MODELO SELECCIONADO.
 - 4.4.1 DESCRIPCION DEL PROCESO DE RECUPERACION.
 - 4.4.2 CAPACIDAD PARA LOS EVAPORADORES BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA.
 - 4.4.3 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN LA TORRE DE RECTIFICACION.
 - 4.4.4 EQUILIBRIO LIQUIDO-GAS.
 - 4.4.5 CALCULO DEL NUMERO DE PLATOS.
- 4.5 GRADOS DE LIBERTAD EN LA TORRE.

4.1 ESTUDIO Y SELECCION DE DIFERENTES METODOS DE SEPARACION.

Hablar de métodos de separación, implica hablar de operaciones unitarias.

Dentro de las operaciones unitarias mas comunes mencionamos las siguientes: Evaporación, Destilación, Extracción, Humidificación, Absorción, Absorción de Gases, Secado, Cristalización, etc.

Las operaciones unitarias en si mismas son principalmente de carácter físico, por esta causa dependen de las mismas leyes basicas de la fisica que se aplican a todas las demas ramas de la ingenieria. Se diferencian de otras ramas de la Ingenieria en que se aplican, generalmente, a procesos en los que es necesario el conocimiento de la química para conocer su significado real.

De acuerdo a las condiciones de operacion de la corriente de proceso, mezcla agua-glicol, se considera que la destilación fraccionada es la mas adecuada a la solución del problema, antecedida de una evaporacion parcial de nuestra corriente principal para eliminar un poco de agua y tener las condiciones ideales para un acertado diseño de la torre de destilacion.

Las razones son las siguientes:

1.- La corriente de alimentación se considera una solución binaria ideal que sigue la Ley de Raoult para entender el equilibrio gas-liquido.

2.- Las condiciones permiten el diseño de una torre de rectificacion desde sus características mecanicas como operacionales.

3.- Por razones económicas se considera que los materiales de construcción son fácilmente encontrados en el mercado.

4.- Siguiendo este método (Destilación) no se utilizarán Disolventes o corrientes ajenas a las ya establecidas por el proceso original.

5.- Utilidad de Energéticos. Se utilizarán Servicios Auxiliares, proporcionados por el proceso original lo que representa también ahorro económico y autosuficiencia.

ELECCION ENTRE LOS METODOS DE SEPARACION.-

El equilibrio entre fases producido por las tres sustancias que constituyen la corriente principal son: agua etilenglicol y óxido de etileno. Todas en fase líquida y con una concentración determinada.

Entre los métodos de separación se toman en cuenta aquellos que tienen relación con las operaciones de transferencia de masa o bien separaciones donde intervenga una reacción química.

De acuerdo al tipo de solución que tenemos, se puede aprovechar la diferencia existente en la presión de vapor de cada componente.

Esto se hace con el fin de aprovechar la propiedad extensiva de las sustancias. Precisamente en eso consiste la elección del método más conveniente para la separación de nuestros elementos.

En cualquier caso, la base principal para la elección es el costo, es decir, el método que resulte más económico propiamente dicho, es el que vamos a utilizar, amén de evitar otro tipo de problemas.

4.2 FUNDAMENTOS DE DISEÑO.

Existen cuatro factores principales que se deben establecer en el diseño de cualquier planta que trabaje con operaciones de difusión; el número de etapas en el equilibrio, o su equivalente, el tiempo de contacto, requerido entre fases, la velocidad de flujo permisible y la energía requerida, para llevar a cabo la operación.

NUMERO DE ETAPAS EN EL EQUILIBRIO.

Con el fin de determinar el número de etapas en el equilibrio, que se requieren en una cascada, para obtener el grado deseado de separación o para determinar la cantidad equivalente en un aparato de contacto continuo, se necesitan las características de equilibrio para el sistema y los cálculos de balance de materia.

TIEMPO PARA LLEVAR A CABO LA OPERACION.

En las operaciones por etapas, el tiempo de contacto está íntimamente relacionado con la eficiencia de la etapa, mientras que en el equipo por contacto continuo, el tiempo determina el volumen o longitud del aparato necesario.

El balance de materiales, permite calcular las cantidades relativas que se necesitan de las diferentes fases.

Las características de equilibrio del sistema establecen las concentraciones posibles y la velocidad de transferencia del material.

RAPIDEZ DE FLUJO.

Debe tomarse en cuenta este factor, en las operaciones semi-continuas y en estado estacionario, porque permite determinar en ellas el área transversal del equipo.

ENERGIA REQUERIDA.

Generalmente se utilizan la energía calorífica y mecánica. El calor es necesario para producir cualquier cambio de temperatura, para la formación de nuevas fases la energía mecánica se necesita para el transporte de fluidos y de sólidos.

4.3 DESTILACION

A continuación mencionaremos algunos aspectos importantes de los diferentes métodos de destilación, con el fin de adecuar nuestro problema y poder seguir lineamientos teóricos con -- prácticos, es decir que después de estudiar los métodos más comunes de destilación seleccionaremos el más adecuado a la solución del problema.

Los diferentes métodos de destilación hacen uso de las propiedades físicas de los compuestos que se manejan, los diferentes nombres se deben al tipo de equipo que utilizan así como al tipo de desarrollo teórico de variables en los cálculos para la determinación de valores reales de concentración, flujo en entradas y -- salidas (Balance de materiales) de condensados y residuos etc.

Enumerando por importancia en la industria:

- 1.- DESTILACION EN TORRES EMPACADAS.
- 2.- DESTILACION DIFERENCIAL.
- 3.- DESTILACION PONCHON SAVARIT.
- 4.- DESTILACION POR ARRASTRE CON VAPOR.

DESTILACION EN TORRES EMPACADAS.

La destilación en torres empacadas consiste en llevar a cabo esta operación en una torre llena de cuerpos geométricos, pequeños empaques que permiten el contacto íntimo entre el líquido y su -- vapor.

La relación entre la composición del vapor y la del líquido -- en un punto de la columna, situado por encima de la entrada de la alimentación viene dado por los balances siguientes:

BALANCE TOTAL

$$V = D + L$$

Balance parcial del Componente Volatil.

$$\begin{aligned} V_1 Y_1 &= D x + L_2 x \\ Y_1 &= \frac{D x}{V} + \frac{D x}{V} \end{aligned}$$

Esta es la ecuación de la línea de operación de la región - de enriquecimiento.

Si el punto está situado por debajo de la entrada de la alimentación, los balances quedan de la siguiente forma:

BALANCE TOTAL

$$L_2 = V_2 + B$$

DONDE:

L2 = Líquido producto

V2 = Vapor producto

B = Residuo

SECCION DE ALIMENTACION;

La línea de operación en la alimentación está dada por las - condiciones térmicas de la alimentación que se miden por $q/q-1$; donde q es el calor necesario para llevar 1 mol de alimentación, - desde su temperatura inicial hasta vaporizarla completamente; di- vidida entre el calor latente molar de vaporización de la alimen- tación.

Con esto, la ecuación de la línea de alimentación resulta:

$$\bar{Y} = \frac{q}{q-1} \bar{X} - \frac{Z_f}{q-1}$$

Donde Z_f = composición de la alimentación.

Las tres líneas anteriores se pueden poner en un diagrama de equilibrio X vs Y, con lo que este quedaría así:

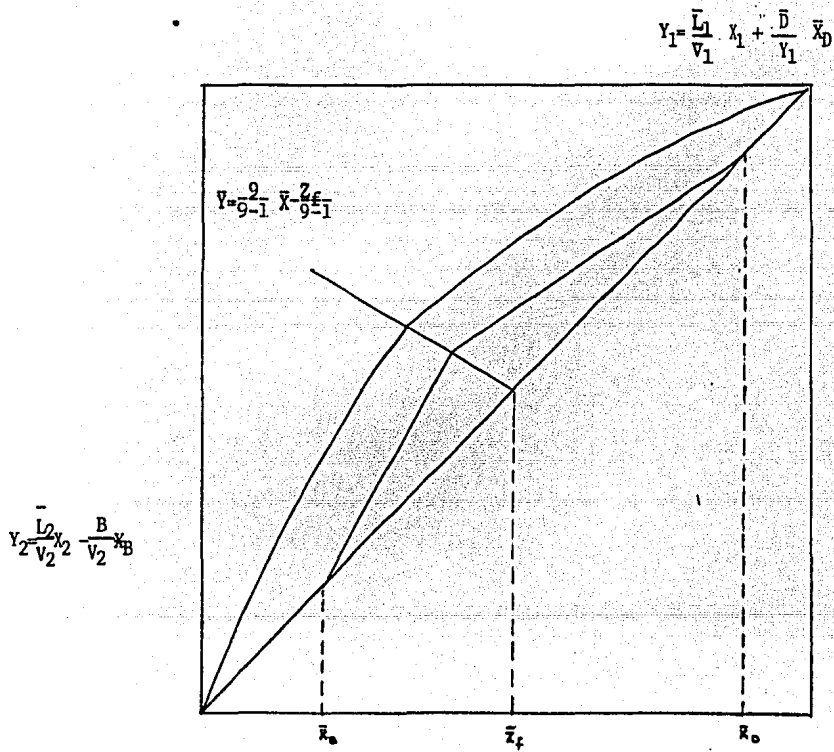


Fig. # 1 DIAGRAMA DE EQUILIBRIO.

DESTILACION DIFERENCIAL.

La destilacion diferencial es un método de destilación que se efectúa normalmente en los laboratorios cuando se trabaja sin reflujos. Llevándose los vapores producidos hasta un condensador.

La operacion se realiza calentando la mezcla inicial hasta su temperatura de ebullicion y los vapores se eliminan de manera continua y a medida que estos se van formando, sin condensación parcial, o sea, sin que el condensado refluya al aparato.

A medida que transcurre la operacion el liquido se empobrece con el componente mas volatil, elevandose la temperatura de ebullicion de la mezcla; del mismo modo los vapores producidos son cada vez mas pobres en componentes mas volatiles y su temperatura de condensacion aumenta continuamente.

En esta destilación el vapor que sale en cualquier momento, esta en equilibrio con el liquido, de manera que tanto la composición como el punto de ebullicion de este ultimo, varian continuamente durante la operacion.

Para el caso de una mezcla binaria, la relacion entre la cantidad de liquido inicial L_0 y el liquido al final de la destilacion L , viene dado por la ecuacion de Lord Rayleigh. La cual permite efectuar un balance de materiales en el proceso. Sea una mezcla de dos componentes solubles, designemos por L al numero total de moles de la misma, por X a la fraccion mol del componente mas volatil del liquido y por Y a la fraccion molar del mismo componente en el vapor de equilibrio con el liquido original.

Sean D los moles que hay que vaporizar; el equilibrio -

perdera una cantidad diferencial del componente mas volatil y el vapor lo ganara.

BALANCE DE MATERIA.

$$(\bar{L} - DL) (\bar{X} - dx) + (Y + dy) dy = L\bar{x}$$

Resolviendo la ecuación y despreciando el producto de --
diferenciales se tiene $\frac{dL}{L} = \frac{dx}{\bar{y} - \bar{x}}$ integrando entre --
limites se llega a la ecuación de LORD RAYLEIGH

$$\ln \frac{L_0}{L} = \frac{dx}{\bar{y} - \bar{x}}$$

Donde

L₀ = MOLES DE CARGA INICIAL

L = MOLES DE CARGA RESIDUAL DESPUES DE HABER DESTILADO.

X₀ = FRACCION MOL DEL COMPONENTE MAS VOLATIL EN LA CARGA
RESIDUAL.

FORMA DE EVALUAR LA INTEGRAL.

Si conocemos la composición del liquido y del vapor, la--
integral se puede evaluar graficamente representando la fusion ---
1/Y-X frente a X y calculando el area comprendida bajo la curva.

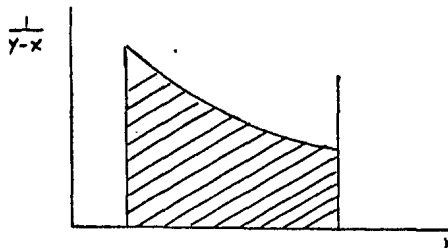


Fig. # 2 FORMA DE EVALUAR LA INTEGRAL.

Cuando se conoce una relacion matematica entre las con--
centraciones de equilibrio X, Y, la integral puede hacerse analiti--
camente en los siguientes casos:

a) Si la volatilidad relativo permanece constante en el intervalo de operación, las composiciones de equilibrio estan relacionadas por:

$$\bar{X}_a = \frac{\bar{Y}_a}{\alpha - (\alpha - 1)\bar{Y}_a}$$

Combinando las ecuaciones anteriores con la ecuacion de Rayleigh da:

$$\ln \frac{L_0}{L} = \frac{1}{\alpha - 1} \ln \frac{\bar{X}_0}{X} + \frac{1}{\alpha - 1} \ln \frac{1 - X}{1 - \bar{X}_0}$$

de ahí;

$$\frac{\bar{L}_0}{L} = \alpha - 1 \quad \frac{\bar{X}_0}{X} \quad \frac{1 - X}{1 - \bar{X}_0}$$

b) Si la relacion analítica entre las composiciones viene dada por las ecuaciones de una linea recta de la forma $Y = ax + B$; la ecuacion de Rayleigh se convierte en

$$\ln \frac{L_0}{L} = \frac{1}{\alpha - 1} \ln \frac{(\alpha - 1)\bar{X}_0 + b}{(\alpha - 1)X + B}$$

Si durante el intervalo de operacion la relacion analítica entre las composiciones obedece a la Ley de Henry $Y = AX$, la ecuacion de Rayleigh se convierte en:

$$\ln \frac{L_0}{L} = \frac{1}{\alpha - 1} \ln \frac{\bar{X}_0}{X}$$

VOLATILIDAD RELATIVA.

Se denomina volatilidad relativa de un componente en una mezcla a la relacion entre la presión del vapor puro y su composicion en la fase liquida, es decir;

$$\text{Volatilidad de A} = \frac{P_A^s}{X_A}$$

$$\text{Volatilidad de B} = \frac{P_B^s}{X_B}$$

Al cociente de las volatilidades del componente mas volátil y del menos volátil se le denomina volatilidad relativa

es decir:
$$= \frac{P_A / X_A}{P_B / X_B} = \frac{P_A}{P_B}$$

En terminos estrictamente de volatilidad relativa, la volatilidad relativa es funcion de la temperatura, sin embargo para algunas mezclas permanece practicamente constante en el intervalo normal de operaci3n.

DIAGRAMAS DE EQUILIBRIO.

Cuando se trata de disoluciones ideales se pueden determinar los datos para la construcci3n de estos diagramas a partir de las presiones de vapor de los componentes puros.

Las mezclas cuyos componentes tienen igual presiones criticas son los que muestran comportamiento ideal.

Estas disoluciones obedecen a la Ley de Raoult que dice: "Las presiones parciales de vapor de cada componente es igual al producto de la fracci3n molar de dicho componente en la fase vapor por la presi3n de vapor del componente puro a la misma temperatura".

DESTILACION PONCHON SAVARIT.

FUNDAMENTOS TEORICOS.

El numero de etapas de equilibrio, es un factor fundamental en el dise1o de las columnas de fraccionamiento, ya que esta relacionado directamente con la operaci3n y tama1o mas economico.

Los calculos para evaluar el n1mero de etapas de equilibrio para una separaci3n binaria son menos complicados que para multicomponentes y mezclas complejas; por lo que se han implementado un gran numero de sistemas analiticos y gr1ficos para esta

evaluación.

Entre los métodos gráficos tenemos dos; el de Mc. Cabe--Thiele y el de Ponchon-Savarit.

METODO DE PONCHON SAVARIT.

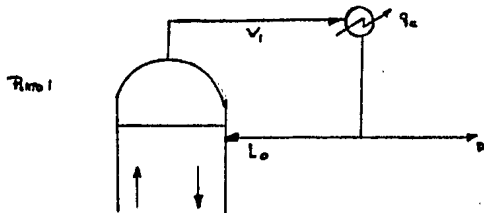
En el método de Ponchon Savarit que relaciona las variables de una destilación binaria se hacen suposiciones no tan simplificadas como en el metodo de McCabe Thiele, e incluye cambios en la entalpia molar de las mezclas en función de su composición.

El cálculo grafico se realiza en un diagrama en el que se ha representado la entalpia de las mezclas de vapor saturado y la entalpia de las mezclas de liquido saturado a la presión de la destilación contra la composición.

En el mismo diagrama se ha representado las composiciones del vapor y del liquido en equilibrio, mediante trazos de líneas rectas o isoterms de equilibrio, que unen fases en equilibrio.

El diagrama entalpia concentración puede emplearse para resolver balances de materia y energía en cualquier sección de la columna o en su totalidad.

SECCION DE RECTIFICACION.



BALANCE TOTAL $V_{n+1} = D + L_n$

BALANCE DEL COMPONENTE MAS VOLATIL $V_{n+1} H_{n+1} = D h + L_n h_n + Q_c$

BALANCE ENTALPICO $V_{n+1} H_{n+1} = D h_0 + L_n h_n + Q_c$

SE DEFINE POR $Q_D = Q_c / D$

SUBSTITUYENDO LA ECUACION ANTERIOR

$$V_{n+1} H_{n+1} = D h + L_n H_n + Q_o \bar{D}$$

$$V_{n+1} H_{n+1} = D (h + Q) + L_n h_n$$

REPRESENTANDO:

En las gráficas de entalpia concentracion los puntos

$$(V_{n+1} H_{n+1}), (Y_n, H_n) \text{ y } (X_D, h_D + Q_D)$$

estos son colineales.

A partir del balance de materia y energia en el condensador se puede demostrar que se determina por la relacion de reflujo L_o/D por lo que se puede calcular las coordenadas del punto -

$$AD (\bar{X}_D, h_D + Q_D).$$

4.4 MODELO SELECCIONADO.

MODELO: RECTIFICACION.

Las palabras fraccionamiento y rectificación se emplean con gran confusión y significado distinto. Fraccionamiento es un termino antiguo que nacio para designar metodos de destilación que eran mas imperfectos que los actuales, sin embargo el nombre a per servado en la industria del petroleo donde las columnas se conocen casi siempre como columnas de fraccionamiento; sin embargo en otras industrias se conoce como rectificacion, termino que tuvo como nacimiento en la industria del alcohol.

El mas concreto significado lo relacionamos para designar solamente a la parte de la columna que se encuentra por encima del plato de alimentacion.

Para nuestro problema usaremos el termino de torre de -- rectificacion.

4.4.1 DESCRIPCION DEL PROCESO DE RECUPERACION.

Básicamente consiste de un tren de evaporación de triple efecto para eliminar gran cantidad de agua y de una torre de rectificación donde se obtiene el producto puro.

La recuperación o tratamiento de efluentes que contienen glicoles, son recolectados por una sola corriente-la cual tiene -- las siguientes características:

1. Es una corriente-efluente de la planta de Oxido de etileno.
2. Su presión y temperatura son adaptables a un --- nuevo proceso.
3. Se dispone del terreno (área) necesario para la mejor ubicación de la unidad de recuperación.

La corriente de proceso alimenta al sistema de evaporación con las características ya establecidas por el balance de materia.

La presión del vapor de alimentación de los evaporadores, se considera de baja presión, es decir 0.32 Kg/cm^2 . Este vapor es -- proporcionado por la planta de servicios auxiliares.

La función de los evaporadores, consiste en eliminar el exceso de agua en que vienen disueltos los glicoles existentes.

El vapor generado en los evaporadores libre de glicoles es regresado a líneas de vapor para tratamientos posteriores.

El líquido concentrado es bombeado a la torre de rectificación, para su tratamiento final donde es eliminada el agua y, -- son recuperados los glicoles por la parte inferior de la torre de

rectificación.

VER CAPITULO VIII DIAGRAMA # 2 APENDICE.

4.4.2 CAPACIDAD PARA LOS EVAPORADORES.

BALANCE DE MATERIA Y CALOR EN LOS EVAPORADORES.

Para efectos de cálculo se consideran las siguientes condiciones.

F- ALIMENTACION = 19,100 Kg/Hr. = 657 lb mol/hora.

Temperatura entrada = 65 C

Composicion en peso de glicoles = 2%

Temperatura salida del triple de efecto de evaporadores = 108 °C

El vapor de agua de calentamiento empleado es de 0.35 Kg/cm a 108 C=226 F.

ECUACIONES.

BALANCE DE MATERIA

$$F = L + V$$

Donde F= Flujo de alimentacion

L= Liquido

$$F_x = L_x + V_y$$

V= Vapor

x= Fraccion mol liquido

BALANCE DE ENERGIA

y= Fraccion mol vapor

$$F + S = V + L + S$$

[Calor que entra = calor que sale]

Calor en la alimentacion) + (Calor en el vapor de agua)= (Calor en el liquido concentrado) + (Calor en el vapor) + (Calor en el agua de condensacion) + (Calor perdido por radiacion).

De lo anterior se desprecian las perdidas por radiacion.

CALCULOS:

$$F = 19,100 \text{ Kg.}$$

$$x = 0,02$$

$$\text{Glicoles contenidos en la solución} = 19,100 \times 0,02 = 382 \text{ Kgs.}$$

$$\text{Agua contenida en la alimentación} = 19,100 - 382 = 18,718 \text{ Kgs.}$$

$$T = 65 \text{ C} = 149 \text{ F} \Rightarrow 116,5 \text{ BTU/Lb} = 37,68 \text{ Kcal/Kg.}$$

$$x = 0,32 \text{ necesarios para la torre de rectificación.}$$

$$\text{Glicoles contenidos en el líquido concentrado} = 382 \text{ Kgs.}$$

L=Cantidad de líquido concentrado.

$$L = \frac{382 \times 382}{32} = 4,560 \text{ Kgs}$$

$$T1 = 100 \text{ C}$$

$$h = 180 \text{ BTU/Lb} = 1,000 \text{ Kcal/Kg.}$$

Donde:

F = Flujo de alimentación.

Xf = Concentración de glicol en la alimentación.

Tf = Temperatura flujo de alimentación.

T1 = Temperatura de la solución a la salida de los evaporadores.

hL = Calor contenido en el líquido de salida.

V = Cantidad de vapor que sale.

Tu = Temperatura de la cantidad de vapor que sale.

hL = Calor contenido en la cantidad de vapor.

$$V = 19,100 - 4,560 = 14,540 \text{ Kgs.}$$

$$Tv = 100 \text{ °C}$$

$$h1 = 180 \text{ BTU/lb/} = 639 \text{ Kcal/Kg/}$$

Con los datos anteriores podemos continuar con las ecuaciones de los balances.

BALANCE DE ENERGIA

1.- Para la cantidad de vapor de agua para calentamiento:

$$T_s = 108 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$H_s = 1,160 \text{ BTU/Lb. } 643 \text{ Kcal/Kg.}$$

$$T_c = 108 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h_c = 108 \text{ Kcal/Kg.}$$

CALCULOS:

$$(19,100 \times 37.68) + 643 S = (14,540 \times 639) + (4,560 \times 100) + 108 S$$

$$S(643-108) = 9,027,372$$

$$S = 16,873 \text{ Kg/hr.}$$

2.- Para la cantidad (q) de calor transmitida:

$$q = 16,873 (643 - 108)$$

$$q = 9,027,055 \text{ Kcal/hr}$$

3.- El area (a) total de los tres efectos es de:

$$q = A U \Delta T_m$$

$$A = \frac{9,027,055}{1,222 \times (108 - 65)}$$

$$A = 171 \text{ m}^2$$

4.4.3 BALANCE DE MATERIA EN LA TORRE DE RECTIFICACION.

Se manejan 4,560 lts/hr de solución concentrada de glicoles con una composición en peso de 32 % de glicoles y 68 % peso de agua.

$$4,560 \text{ l/hr} \times 1 \text{ Kg/1lt} \times 1\text{lb./}0.454 \text{ Kg} \times 1\text{lbmol/}62 \text{ lb}$$

Se tienen 162 lbmol/hr.

Condiciones iniciales. Para la eliminación casi completa del agua! siendo en la torre el componente más volátil!

$$X_f = 0.68 \% \quad \text{de donde } x_f = \text{fracción mol aliment.}$$

$$X_d = 0.99 \% \quad \quad \quad x_d = \text{fracción mol destilado.}$$

$$X_w = 0.01 \% \quad \quad \quad x_w = \text{fracción mol residuo.}$$

La temperatura de entrada es de $96 \text{ }^\circ\text{C} = 204 \text{ }^\circ\text{F}$

BALANCE DE MATERIA.

$$F = D + W \quad \text{de donde } f = \text{flujo de alimentación.}$$

$$F x_f = D x_d + W x_w \quad \quad \quad F x_f = \text{concentración de producto.}$$

$$F x_f = D x_d + (F - D) x_w$$

DE DONDE:

$$D = \frac{F (x_f - x_w)}{x_d - x_w} \quad \begin{array}{l} D = \text{flujo residuo} \\ W = \text{flujo destilado.} \end{array}$$

SUSTITUYENDO VALORES:

$$W = \frac{162(0.99 - 0.68)}{(0.99 - 0.01)} = 51.24 \text{ lbmol/hora}$$

4.4.4 EQUILIBRIO LIQUIDO-GAS.

CONDICIONES DE LA CURVA DE EQUILIBRIO.

MEZCLA BINARIA AGUA-GLICOL.

P SISTEMA 1 ATM.

TEMP. DE EB. H₂O a 14.7 Psia. 100 °C.

TEMP. DE EB. GLICOL a 14.7 Psia. 197 °C.

ECUACIONES DE EQUILIBRIO LEY DE RAULT.

$$P_t = P_a + P_b$$

$$P_a = P^{\circ}_a x$$

$$P_b = P^{\circ}_b (1-x)$$

$$y = \frac{P_a}{P_a + P_b} = \frac{P^{\circ}_a x}{P_a x + P_b} (1-x) = \frac{P^{\circ}_a x}{P_t}$$

OBSERVACIONES A LA CURVA DE EQUILIBRIO.

1.- SE CONSIDERA MEZCLA BINARIA E IDEAL.

2.- EL COMPONENTE MAS VOLATIL ES EL H₂O

3.- EL COMPONENTE MENOS VOLATIL TIENE 1 TEMP. DE EB. DE 197.0 °C.

4.- LAS FRACCIONES MOL EN EL EQUILIBRIO (LIQUIDO) SON -- ALTAS. PORQUE SE TIENEN RANGOS DE ALTA TEMPERATURA.

5.- NO SE CONSIDERAN DESVIACIONES A LA LEY DE RAULT.

PASOS A SEGUIR PARA LA ELABORACION DE LA CURVA DE EQUILIBRIO.

1.- FIJAR LA P DEL SISTEMA.

2.- DAR A PARTIR DE T eb.1, T eb.2. A.P. CTE.

3.- DAR A PARTIR DE TEB. 1, INCREMENTOS FINITOS DESEADOS HASTA LA TEMPERATURA EB. 2.

4.- A CADA NUEVA T.EB. CALCULAR P'1 y P'2.

5.- CALCULAR LAS COMPOSICIONES (x, y) DE EQUILIBRIO
PARA LA P.

TABULACION DE DATOS

T	C	P	P	x	y
100		760.0	15.51	1	1
110		1,034	36.19	0.72	0.98
120		1,447	56.87	0.50	0.96
130		2,163	82.72	0.32	0.91
140		2,534	124.08	0.26	0.87
150		3,619	165.44	0.17	0.81
160		4,653	258.5	0.12	0.69
180		7,755	361.0	0.05	0.55
190		9,823	517.0	0.02	0.33
200		10,857	761.0	0.0	0.0

VER CAPITULO VIII DIAGRAMA # 3 APENDICE.

4.4.5 CALCULOS.

Los cálculos básicamente consisten en la construcción del diagrama de equilibrio, Balances de Materia y de Energía, eficiencia de los platos, relación de reflujo, etc.

Para la grafica:

RELACION DE REFLUJO.

$$R/R + 1 = .5/1.5 = 0.33$$

$$\frac{X_d}{1.5} = \frac{0.99}{1.5} = 0.66$$

0.66 se considera la ordenada al origen de la línea de agotamiento.

La línea de rectificaci3n tiene los puntos, origen y la intersecci3n de la línea de agotamiento y la línea q.

La línea q se considera línea vertical, porque se manejan a la entrada de la torre líquido saturado casi a su punto de ebullici3n.

EFICIENCIA DE LOS PLATOS.

El estudio al modelo seleccionado nos proporciona el número de platos te3ricos; pero en las columnas industriales, los platos no son perfectos, es decir el vapor que asciende de un plato, contiene menos componente volátil que el vapor que está en equilibrio con el líquido que está y sale del mismo plato.

Por lo tanto es necesario convertir el número de platos te3ricos, en número de platos reales.

El factor necesario para efectuar esta conversi3n, se denomina eficacia de los platos.

El hervidor produce vapor que procede directamente del

liquido hirviente, por lo que se considera como un plato teorico.

Lo mismo para el condensador, se disipa energia y se trata de un evaporador total, se considera otro plato teorico.

La eficacia de la columna se obtiene dividiendo el numero de platos teoricos por el numero de platos reales, necesarios en la práctica, para obtener la separacion debida.

EFICACIA DE LOS PLATOS SEGUN MURPHEE.

$$E = 100 \times \frac{Y_n - Y_{n+1}}{Y_n^* - Y_{n+1}}$$
$$E = 100 \times \frac{0.83 - 0.75}{0.90 - 0.75}$$
$$E = 53 \%$$

NUMERO DE PLATOS.

La solucion de este problema, por el metodo de McCabe-Thiele (1) indica que se necesitan 7.2 platos ideales.

Comprendidos ya el hervidor y el condensador.

Por lo que el numero de platos reales sera:

$$7.2/0.53 = 13.58 = 14 \text{ platos reales.}$$

A partir de la cabeza, por lo que la alimentacion se ha de introducir por $3.8/0.53=7.1$ plato real a contar desde la cabeza de la columna.

Sin embargo considerando que pueden existir variaciones en la forma de operar la columna, se han de prever conexiones para introducir la alimentacion sobre los platos 6 y 8 de la misma columna.

4.5 GRADOS DE LIBERTAD EN LA UNIDAD DE RECUPERACION.

En el diseño de procesos de separaciones físicas de --- componentes por mecanismos donde se involucran transferencias de masa y calor, el primer paso usualmente consiste en la especificación de condiciones del proceso o variables independientes (grados de libertad).

Cuando las suficientes y necesarios variables indepen--- dientes son fijadas, el sistema esta definido y otras variables - pueden ser determinadas por metodos analiticos o bien por diseño- computacional.

Normalmente las variables de un sistema estan interre- lacionadas en un cambio semejante que solamente algunas de ellas pueden ser expresadas como funciones explicitas de las otras, -- las restantes tienen que ser determinadas por medio de sistemas -- de calculo apropiados.

En nuestro caso manejaremos el diseño de una columna - de destilacion para separar una mezcla binaria, el diseño de la- columna es para tener una alimentacion intermedia, un rehervidor parcial con una corriente de productos de fondo liquida, y un -- condensador total con una corriente de producto destilado liqui- do.

El diagrama # 4 del Capitulo VIII del Apendice muestra- los distintos elementos que comprende una unidad de destilacion que posee una alimentacion, un condensador total y un rehervidor par- cial. El numero de variables N_v , que pueden ser consideradas en el analisis completo de la unidad de recuperacion, es la suma de - - - N_i (grados de libertad) para los 6 elementos involucrados.

ELEMENTOS

	$N_v = N_i$	
Condensador total	C	+ 4
Divisor de Reflujo	C	+ 5
N-(M + 1) etapas simples de equilibrio	$2C + 2(N - M - 1)$	+ 5
Etapas de alimentacion	3C	+ 8
(M-1) Etapas simples de equilibrio.	$2C + 2(M-1)$	+ 5
Rehervidor parcial	C	+ 4

	$10C + 2N$	+27

Las N_i enlistadas para la seccion de etapas-simple de equilibrio, fueron obtenidas del analisis de una columna de absorcion, o extraccion simple.

Nueve corrientes intermedias son formadas por la combinacion de los elementos involucrados, y por consiguiente:

$$N_c = 9 (C + 2) = 9 C + 18$$

Los grados de libertad o variables independientes disponibles para el diseño son:

$$N_i = N_v - N_c = (10C + 2N + 27) - (9C + 18) = C + 2N + 9$$

Las variables independientes, normalmente fijadas por -- diseño son:

Especificaciones	N_x
Presion en cada etapa (incluyendo el rehervidor)	N
Alimentacion F	C + 2

Presión del condensador	1
Presión en el divisor de Reflujo	1
Intercambio de calor en cada etapa	N - 1
Intercambio de calor en el divisor de reflujo.	1

$$\text{-----}$$

$$C + 2 N + 4$$

De esta manera:

$$N_a = N_i - N_x = (C + 2 N + 9) - (C + 2 N + 4) = 5$$

Este numero indica que para el diseño se tienen 5 posibilidades de especificar otras variables para complementar el diseño del sistema. Dentro de estas las cinco especificaciones mas comunes son:

Temperatura de Reflujo	1
Numero total de etapas N	1
Numero de etapas abajo de la etapa de alimentacion M	1
Relacion de destilado D/F	1
Relacion maxima de vapor permitido o V/F	1

--
5

CAPITULO V

DISEÑO DE EQUIPO

- 5.1 SELECCION DE LOS MATERIALES DE CONSTRUCCION.
- 5.2 EXPLICACION GENERAL DEL FUNCIONAMIENTO DE LA TORRE.
- 5.3 SISTEMA DE CONTROL.
- 5.4 TEORIA DEL CONTROL AUTOMATICO.
- 5.5 OPTIMIZACION.
- 5.6 CALCULOS NUMERICOS.
- 5.7 DESARROLLO DEL DISEÑO DEL RECIPIENTE.
- 5.8 PROCEDIMIENTO DE APLICACION DE SOLDADURA.

5.1 SELECCION DEL MATERIAL MAS ADECUADO.

La selección de materiales para equipo de destilación -- está basado en los estudios metalográficos que aparecen en los códigos establecidos para este fin; existiendo algunas reservas por -- parte de los fabricantes, con respecto a datos y procesos que han obtenido a través de su experiencia, sin embargo la selección que se haga basándose en los datos existentes es correcta para el caso específico de que se trate.

Después de estudios profundos y largas experiencias se han obtenido materiales para equipo, que satisfacen las condiciones de servicio que requieren actualmente las industrias modernas, como son temperatura, presión, corrosión, etc.; para lo cual es necesario seleccionar el material que reúna las características físico-químicas más apropiadas.

Desde un punto de vista riguroso puede decirse que la -- selección del material debe estar basado principalmente en un factor bien establecido de la temperatura a la que vaya a trabajar -- pues no es correcto que esta exceda en alto grado a la temperatura de diseño del material.

Cuando algunos materiales se encuentra que sus propiedades físicas son mayores o aproximadamente iguales a las que tiene -- la temperatura ambiente, estas pueden ser tomadas como base para el diseño.

La selección de materiales para equipo, que trabajan a -- altas presiones, no presentan problema difícil, de muchos años --- atrás, se ha diseñado equipo que trabaja bajo presiones altas pero a temperatura ambiente, y no se han encontrado dificultades parti--

culares para obtener los materiales necesarios para tal servicio, no sucediendo lo mismo cuando se trata de equipo que trabaja a una presión moderada y temperatura de 500 C o mayores donde se debe estudiar cada caso particular.

Al tratar de determinar el material mas adecuado para un equipo que va a trabajar con una temperatura mas o menos elevada, deben estudiarse las propiedades físicas del metal a la temperatura de operacion, sin embargo, las mejores propiedades físicas no son el unico criterio que debe seguirse, pues el poder antioxidante del material es otro factor decisivo; resumiendo, se puede decir que la mejor seleccion del material se basa en la combinacion de buenas propiedades físicas y suficiente estabilidad química para obtener un servicio satisfactorio y una larga vida del equipo.

Para el caso particular que se trata este diseño en el que las condiciones de operacion son 93 C de temperatura y 1.0 Atmosfera de presión y relativamente poco oxigeno disuelto en el agua, la sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos (ASME) recomienda el uso de Acero al Carbón con designacion A-106 Grado B.

La composición química en % de este material es la siguiente:

Carbono	max	0.30
Manganeso		0.35 - 1.0
Fosforo	max	0.04
Azufre	max	0.06
Silice		0.10

Por lo que respecta a sus características antioxidantes son, bastante buenas, máxime que las condiciones de operacion no

son rigurosas. Cuando se tienen temperaturas elevadas y bastante oxígeno disuelto en el agua, la oxidación, no solamente es superficial sino que llega a ser intergranular, con lo cual se perjudica grandemente el material.

APLICACIONES.

Las aplicaciones del acero al carbono se pueden discutir en base a su clasificación, se dividen en: Estructurales, Tratamiento térmico, Mecanizado y Conformación en frío.

ESTRUCTURALES.

En esta se incluye solamente aquellos empleos en los que el diseño se basa en las propiedades mecánicas del acero en estado laminado. Estas propiedades dependen principalmente del contenido en Carbono y Manganeso del acero. La especificación A-7 es la especificación más común (ASTM). La A 36 tiene un límite elástico. La A373 se usa para aplicaciones en soldadura. La A306 cubre un número de niveles de resistencia que pueden ser deseables para aplicaciones específicas.

TRATAMIENTO TÉRMICO.

Los aceros al carbono son de temple superficial, no pueden ser totalmente templados, sin embargo pueden, tener una dureza superficial.

MECANIZADO.

Una adición de azufre mejora grandemente la mecanizabilidad. El fósforo y el nitrógeno que se encuentran presentes en los Aceros. También puede añadirse plomo para mejorar su maquinabilidad en un 20 %.

CONFORMACION EN FRÍO.

El acero efervecente, bajo en carbón, ---
tiene características excelentes para su deformacion en frio y se
emplea para conformado en frio severo. Los grados que contienen --
mas de un 0.30 % de carbono requieren, generalmente ser recocidos
antes del conformado en frio.

5.2 EXPLICACION GENERAL DE FUNCIONAMIENTO DE LA TORRE. CONSTRUCCION DE LA COLUMNA DE RECTIFICACION.

Hay una variedad considerable de dispositivos para hacer que el contacto entre las dos corrientes sea intimo y que pueden dividirse en dos tipos principales. Columna de platos y columnas de relleno.

En nuestro caso estudiaremos la columna de platos. La columna de platos puede ser columna de campanas burbujeadoras y columna de platos aujereados.

Columna de campanas burbujeadoras. La columna esta dividida en secciones por medio de una serie de platos horizontales. Cada plato lleva un numero de chimeneas. Cada chimenea (o tubo de ascension de vapores) esta cubierto por un casquete en forma de campana que esta asegurada en su posicion por una pieza con tres patas y un pasador. El borde de la campana puede ser dentado o las paredes laterales ranuradas.

El vapor asciende desde el plato inferior a traves de las chimeneas y es desviado hacia abajo por la campana. Sobre el plato se mantiene una capa de liquido por medio de las tuberias de descenso, y la altura del liquido a de ser tal que las ranuras permanezcan sumergidos.

El tubo de descenso que viene del plato superior, esta cerrado por el liquido que hay sobre el plato inferior de tal manera que el vapor no puede circular por esta tuberia. Normalmente el liquido se alimenta por el extremo de un diametro por medio de un tubo de descenso desde el plato inmediatamente superior, circula a traves del plato y se descarga por el otro extremo del diametro,

mediante otro tubo de descenso, al plato inmediatamente inferior.

El borde del plato puede ir soldado a la carcasa de la torre. El plato puede ir remachado a un anillo que a su vez va soldado a la carcasa. Tambien los platos pueden ir soportados unos con otros soldados a la carcasa. La campana puede mantenerse en su posicion por un perno pasante o puede tener un soporte que descansa sobre la parte superior de la chimenea o puede tambien estar remachada a una tira soldada a la chimenea.

Para manejar los liquidos se emplean esclusas o rebosaderos rectangulares a traves del plato.

Sobre el plato superior, se eleva un rebosadero cuya altura es tal que las ranuras de las campanas burbujeadoras permanecen sumergidas.

Los diametros de las torres normalmente varian desde unos 60 cm. a 450 mm. y la altura desde unos pocos metros a unos 30 m. Sin embargo aun en las columnas de gran altura, las campanas burbujeadoras no aumentan en tamaño en la misma escala.

COLUMNAS DE PLATOS PERFORADOS.

Una característica reciente (motivo de estudio) en el proyecto de columnas, es utilizar en lugar de campanas burbujeadoras, platos perforados planos con un gran numero de perforaciones de pequeño diametro. Estas perforaciones tienen normalmente 2.4 a 6.3 mm de diametro con sus centros separados desde 25.5 a 51 mm. La velocidad de vapor que sube a traves de los agujeros es suficiente para impedir que el liquido pueda correr por los mismos, por lo que los platos deben estar provistos de las bajadas de alimentacion y descarga de liquido.

Los platos perforados se emplean hoy mismo con mucha frecuencia en muchas columnas y su importancia va en aumento.

Aparentemente el plato perforado es mas efectivo en el enriquecimiento del vapor en los componentes de puntos de ebullicion mas abajo que el plato de campanas y aparentemente puede operar con gran velocidad de vapor mas elevadas que el plato de campanas sin originar un arrastre excesivo cuando esta adecuadamente diseñado.

FUNCIONAMIENTO DE LA TORRE.

La columna de rectificacion esta servida por el hervidor. Este hervidor es en escencia un calentador con superficie de calentamiento externa.

La mezcla de líquido y vapor que sale del hervidor esta provisto de una entrada para el vapor de calentamiento y una salida para el agua condensada.

El vapor que asciende por la torre se enriquece continuamente con los componentes de punto de ebullicion mas bajo, sale por la cuspide de la columna a traves de una tuberia. Marcha entonces hacia el condensador donde se condensa completamente. El condensador debe enfriarse por circulacion de agua fria a traves de el.

El condensado formado en el condensador pasa por lo tuberia y se devuelve a la columna como reflujo y el resto del condensado a traves de otra tuberia, se extrae como producto de la destilacion, recibiendo el nombre de destilado o cabeza.

RESULTADOS.

La siguiente lista, resume los resultados obtenidos

en los diferentes cálculos numéricos y gráficos estos resultados -
serviran para el capítulo siguiente: "DISEÑO DE EQUIPO".

Flujo de alimentación a evaporadores = 9,100 l/hr/
P del flujo de alimentación = 3.5 Kg/cm
T del flujo de alimentación = 69 C
Composicion % de Glicol = 2.08 %

En los evaporadores;

Cantidad de vapor de agua S = 16,873 Kg/hr
requerido para calentamiento.

Cantidad de calor transmitible q = 9,027,055 Kcal/hr

Area A = 171 m

Presion de operacion de la torre = 1 Atms.

BALANCE EN LA TORRE:

F = 162 Lbmol/hr

W = 51.24 Lbmol/hr

D = 110.76 Lbmol/hr

Relacion de reflujo = 0.33 Kg Minimo.

de Platos ideales = 7.2

de Platos reales = 14

En el diseño de equipo de la unidad de recuperacion nos
inclinaremos sustancialmente al diseño de la torre de rectificacion

El hecho anterior, tiene como base que para el objetivo
de este trabajo, la torre de rectificacion constituye el equipo --
mas importante de la unidad de recuperacion porque ahi se obtienen
los productos objeto de este trabajo.

Este diseño comprende;

- 1.- a) Explicacion general del funcionamiento de la

torre.

b) Importancia de los accesorios que constituyen a la torre misma.

c) Distribución de la instrumentación de la torre.

11.- Cálculos numéricos de las dimensiones y espesores de la torre dividida en sus partes.

a) Corcusa.- Espesores y Dimensiones.

5.3 SISTEMAS DE CONTROL.

En este capítulo analizaremos, los aspectos más importantes del control de la torre de destilación, relacionados con el control de la composición del producto y sus respuestas a los disturbios externos, tales como la velocidad de alimentación, composición de la alimentación, o la entalpia de alimentación, etc. Posteriormente hablaremos de la optimización del proceso.

GRADOS DE LIBERTAD PARA EL CONTROL.

Haciendo hincapié en los grados de libertad estudiados en el capítulo III, nos es importante reconocer los grados de libertad de elección al especificar las variables que van a ser controladas. La selección abierta, es la consecuencia natural de la columna de destilación y el balance de material la causa.

CONTROLES FIJADOS.

Desde el punto de vista de controles, son fijadas las variables útiles. Por ejemplo los controles automáticos no pueden cambiar la inyección de la alimentación arriba o abajo de la columna, en respuesta de las salidas de la operación óptima de la columna. Aun los controles de la temperatura usualmente son con

siderados como fijados, aunque es posible considerar a estos como variables y reorganizar los controles de aprovechamiento para su regulacion.

CLASIFICACION DE VARIABLES.

Las variables se clasifican en:

VARIABLES LIBRES:	x_f, q, b
VARIABLES CONTROLABLES:	$F, x, o F, x$
VARIABLES DEPENDIENTES:	W, D, U, U, L L, X

De las 13 variables mencionadas se dispone de 13 ecuaciones. Por lo que cinco de las trece variables son definidas y se deja ocho incognitas con ocho ecuaciones.

Posiblemente modos de control de la columna.

Es necesario asignar valores a cinco de las trece variables, con el objeto de reducir el sistema.

Usualmente la parte superior, de la torre o los fondos, estan especificados, no es posible sobre definir el sistema, por lo que la suma de las variables, libres y controlables es de cinco.

POSIBLES MODOS DE CONTROL DE UNA COLUMNA.

DEST. Y ALIMEN.	DEST. Y FONDOS	DEST. Y BORB.	DEST. FOND. Y BORB	FONDOS Y BORB.	FOND. BORB. Y REF.	VEL. DE ALIM. DES Y BORB.	DES. FON. BORB.	DEST. FONDOS Y ENTAL
VARIABLES LIBRES								
$x_{f,q}, b$	$x_{f,q}, b,$	$x_{f,q}, b,$	$x_{f,b}$	$x_{f,q},$	$b x_{f,b}$	$x_{f,b}$	F, x_f	$x_{f,b}$
VARIABLES ESPECIFICADAS								
F, x_D	$x_D^x w$	$x_D^x w$	$x_d^x w$	$x_w^V g$	x_w^V	$g^x D^F V g$	$x_D^x w$	$q^x D^x w$
VARIABLES DEPENDIENTES								
W, D, R V ₁ L V L _g g L _g w	W, D, R, V L V L _g V L ₁ F	W, D, R L V L _g g L ₁ x _g F	W, DR L V L _g g F, q	W, D, R L V L _g g L ₁ x _D	W, D L V ₁ x _D F q	W, D, R, L V ₁ L ₁ q	W, D, R L V ₁ L ₁ q	W, D, R L V L _g g V L ₁ F

SISTEMA DE CONTROL QUE AFECTA LA COMPOSICION DEL PRODUCTO.

En la siguiente figura, la composicion del destilado tal como fue medido por un elemento de temperatura en la columna es -- controlado por la regulaci3n del reflujo.

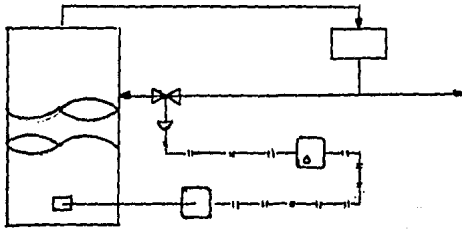


Fig. 5.3 CONTROL DE REFLUJO.

Control de la composici3n de los fondos por medio del -- control del barboteo.

El control del reflujo, opera para regresar las impurezas dentro de la columna mientras que el control del barboteo opera -- mandando las impurezas hacia arriba de la columna.

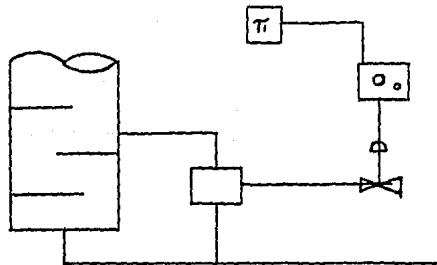


Fig. 4 CONTROL DEL TIEMPO.

Para los casos anteriores, la localización del elemento -
sensitivo, a la temperatura, hace posible obtener un cambio mayor
en la temperatura para un cambio fijado en la composición final. -
La localización optima del elemento sensitivo, se basa en el perfil
de la temperatura de la columna.

Perfil de la temperatura de la columna.

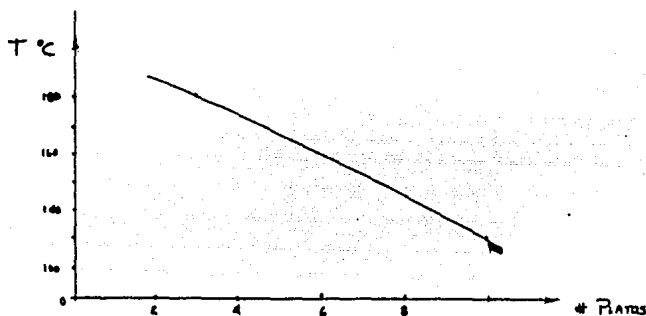


Fig. 5 PERFIL DE LA TEMPERATURA TIPICO DE UNA COLUMNA.

La medición de la temperatura de la sección de rectifica-
ción, debe estar localizada arriba del plato de alimentación, la -
medición de la temperatura, de la sección de agotamiento abajo del
plato de alimentación.

SISTEMA DE CONTROL DE INVENTARIO.

Basicamente se constituye de un respiradero a P ---
Atmos.

El sistema de control de inventario de la columna
donde operan a la P atmosferica mostrando la regulacion del desti-
lado.

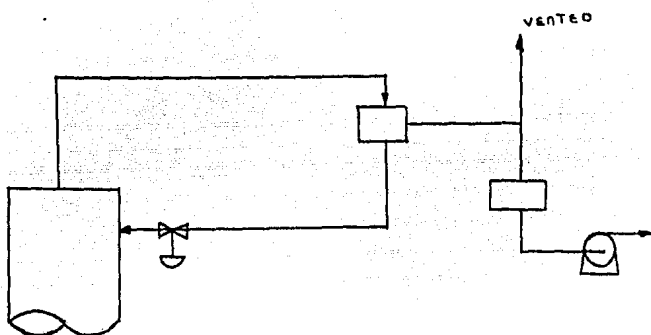


Fig. 6 SISTEMA DE CONTROL DE INVENTARIO.

SISTEMA DE CONTROL DE PRESION.

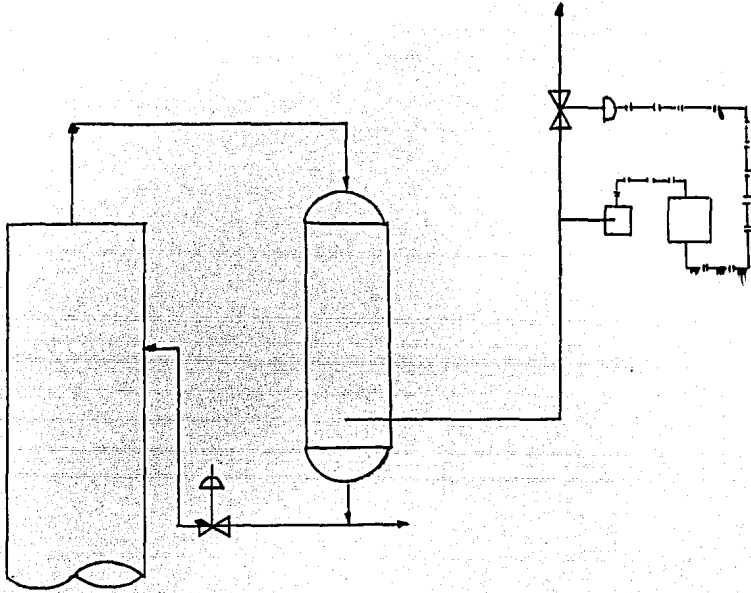


Fig. 7 SISTEMA DE CONTROL DE PRESION.

5.4 APLICACION DE LA TEORIA DEL CONTROL AUTOMATICO. AUTOMATIZACION DE LA TORRE DE RECTIFICACION.

Es limitada la experiencia en la aplicacion de la teoria del control automatico, en las columnas de destilacion.

Sin embargo existe un acercamiento al problema antes descrito, que consiste en rediseñar una reserva de la habilidad de comportamiento del sistema de destilacion y el de poner todas menos una variable controlada, dentro de un control de valores fijados - premeditadamente.

Por ejemplo, se hace la columna mas alta, con un diametro mayor, (implica mayores velocidades de vapor) se pone la alimentacion y el reflujo en velocidades de control establecidas, se controla el reflujo con la temperatura, a una velocidad que garantice la rectificacion satisfactoria.

Asi los unicos disturbios a los que esta sujeta la columna, son, la composicion de la alimentacion y la entalpia de la alimentacion.

Con una adecuada reserva en la capacidad del reflujo los disturbios en la alimentacion tendran un efecto despreciable.

Se debe aceptar que hay un castigo en Costo-Capital en el sobre diseño de una columna y las velocidades de reflujo en exceso.

5.5 OPTIMIZACION DE LA COLUMNA DE DESTILACION.

Dentro del promedio de capacidad del manejo del material de la columna ya calculada, cuando las cargas son excesivas y ocurren desbordamientos o si la alimentación es baja y ocurren desagues, la calidad de la separación depende en un grado importante en el balance de calor de la columna. También es de importancia el punto donde es aplicado el calor.

Por ejemplo, el calor introducido en la base de la columna, hace que el borboteo opere a través de un número mayor de platos, en comparación, si el calor entrara como entalpia en la alimentación, consecuentemente, es posible que la separación se vuelva más pobre si el suplemento de calor de borboteo se disminuye por controles para compensar un aumento en la entalpia de la alimentación debido a condiciones externas. Para una mayor comprensión del efecto de condiciones externas, nos basaremos al diagrama de Mac-Cabe Thiele para observar graficamente estos efectos.

EFFECTO DEL REFLUJO REDUCIDO.

Cualquier respuesta de una columna de destilación, hacia perturbaciones externas, debe tener en consecuencia variaciones en la localización de las líneas de operación de la columna.

El hecho anterior tendría como consecuencia variaciones en la localización de líneas de operación.

Es obvio que la disminución de la inclinación de la línea superior de la columna, solamente puede causar una pérdida en la pureza del destilado.

Por otra parte para efecto de la alteración de la inclinación de la línea de agotamiento, donde esta en operación el

control de la composición de los fondos. También se supone una ---
inclinación de la línea de operación¹(zona de agotamiento) grafica-
mente se puede observar el hecho en la siguiente figura.

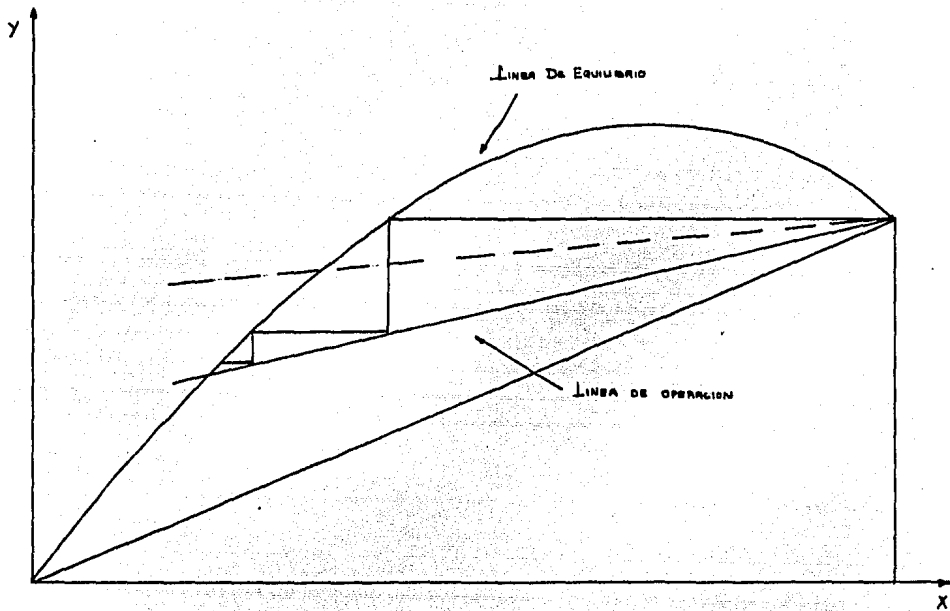


Fig. 9 EFECTO DEL REFLUJO REDUCIDO.

EFFECTO DE LA ALIMENTACION AUMENTADA.

La siguiente figura, enseña el efecto de la alimentación aumentada sobre la columna en operación, aquí la proporción líquido- a flujo de vapor, en la sección de separación debe aumentar. Por consecuencia la inclinación de la línea de operación inferior aumentara y la calidad de los fondos se degradará.

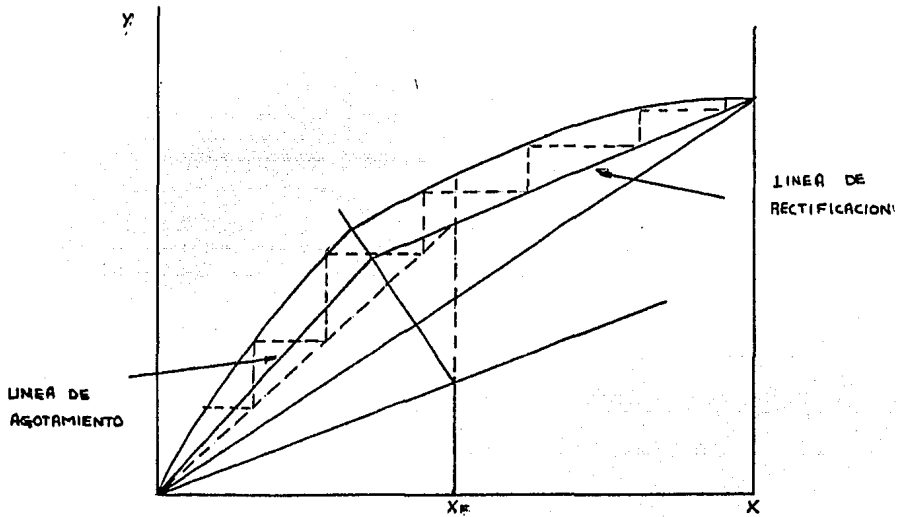


Fig. 10 EFECTO DE LA ALIMENTACION AUMENTADA

Al aumentar la inclinación, aumentará la velocidad de los fondos. El aumento de destilado se hace a expensas del ---reflujo por lo que la inclinación de la línea de operación de la zona de rectificación decrecerá y la calidad del destilado también se degradará.

FALLA DE LA SEPARACION.

Cualquier perturbación que aumente la demanda del ---reflujo o del borboteo, puede causar una falla completa en la separación si los límites de la columna para manejar al líquido requerido o el flujo de vapor están excedidos.

Excediendo la capacidad de manejo del líquido y del vapor, trae como consecuencia un desbordamiento y no ocurre ninguna separación.

Una deficiencia del borboteo aumenta la inclinación de la línea de operación superior. En la siguiente figura se aprecia.

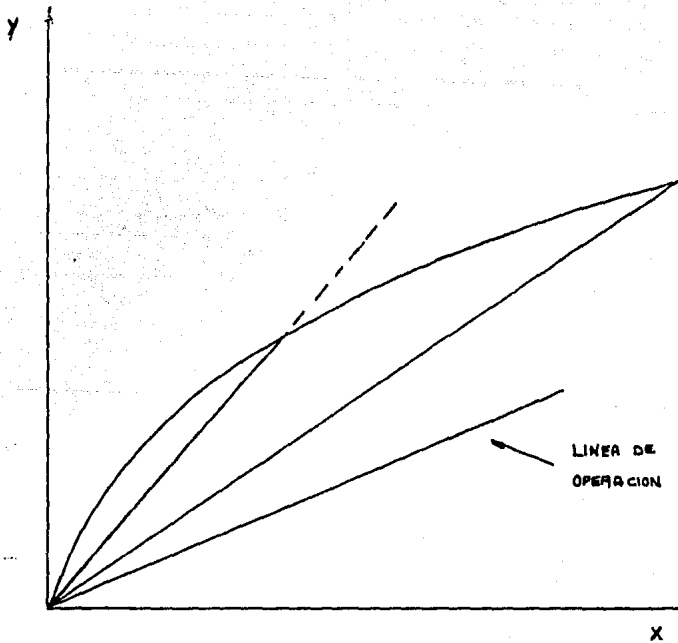


Fig. 11 FALLA DE LA SEPARACION.

Una deficiencia en el reflujo, hace disminuir la --
inclinación de la línea de operación de la parte superior de la --
columna.

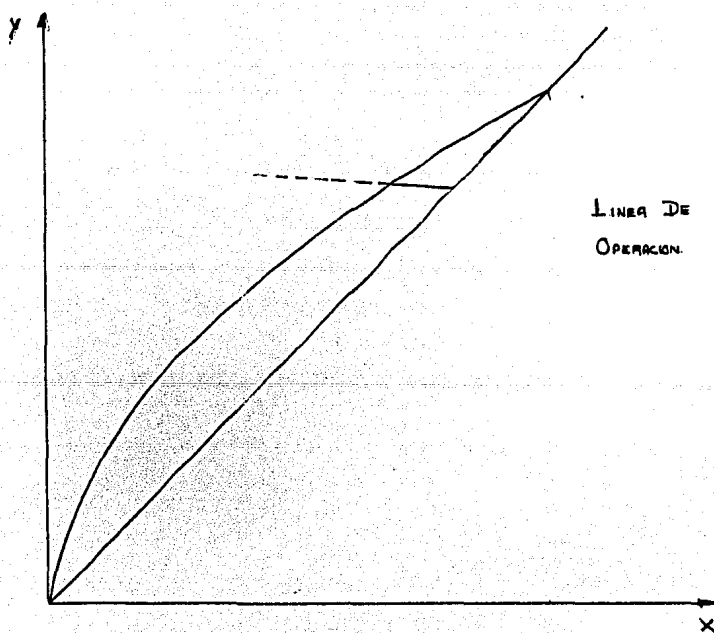


Fig. 12 EFICIENCIA EN EL REFLUJO.

5.6 CALCULOS NUMERICOS.

El diseño de tanques y recipientes esta regulado y basado en especificaciones y normas de diferentes codigos.

La siguiente, es una lista representativa, aun cuando no esta completa, de codigos y organizaciones que han formulado reglas para la construccion de recipientes y tanques.

Codigo API - ASME

- ASME = Codigo de la ASME para calderas, ---
seccion VIII.
- API = American Petroleum Institute.
- ULI = Underwriters Laboratories Inc.
- NBFU = National Boarch of Fire Underwriters.
- AFMFIC = American Factory Mutual Fire -----
Insurance Companies.

De las organizaciones y codigos citados anteriormente, los mas usados para el diseño y construccion de recipientes -- son el publicado por la American Society of Mechanical Engineers - (ASME) y el publicado conjuntamente por el ASME y la American ---- Petroleum Institute (API), que proporcionan las reglas mas usadas para el diseño.

FORMULAS DE TRABAJO.

De acuerdo a pruebas efectuadas, las formulas teoricas para cilindros de pared delgada, son seguras en su aplicacion ademas son usadas por el codigo ASME.

El codigo API-ASME, agrega a las Juntas longitudinales, un factor de tolerancia debido a la corrosion y considera --- ademas la eficiencia.

Se presenta el siguiente ejemplo.

$$t = \frac{P D + C}{2 S E}$$

Donde:

P = Corrosión máxima de trabajo o de diseño lb/in.

D = Diámetro medio en in.

S = Esfuerzo permisible de Trabajo lb/in.

E = Eficiencia de la junta longitudinal.

C = Tolerancia debida a la corrosion en in.

t = Espesor en in.

El utilizar el diametro medio en lugar del diametro inferior es con el objeto de hacer una mejor estimacion del esfuerzo promedio a traves de la cubierta del cilindro.

RESUMEN DE FORMULAS A UTILIZAR

PROPOSITO	ASME	API - ASME
1.- Espesor de la cubierta (presion interna)	$t = \frac{PR + C}{2SE - 0.2P}$	$t = \frac{PD + C}{4SE - P}$
2.- Cabezales.		
a)	$t = \frac{PD + C}{4SE - 0.4P}$	$t = \frac{PD + C}{4SE}$

Los codigos estipulan que para el diseño de recipientes sujetos a presion interna, deben tambien considerarse los esfuerzos producidos por las cargas de viento y por cargas muertas

debido al peso del recipiente y al liquido contenido en este, pero no especifican las reglas correspondientes.

Se pueden hacer comparaciones entre las ecuaciones teóricas y básicas y las ecuaciones de trabajo proporcionadas en los codigos, para cada una de las formas de recipiente. Resulta de mucha utilidad familiarizarse con los antecedentes de las fórmulas mas comunes utilizadas, en los códigos, de esta manera se entienden claramente las limitaciones de las mismas.

Debe entenderse que las formulas empleadas para el cálculo del espesor de una cubierta se refieren a cilindros sujetos a presion interna, debiendo considerarse aparte: Cargas totales, (cargas muertas debido al peso del recipiente, y contenido, cargas de viento, esfuerzos por temperatura, y otras cargas que bien pudieran tenerse.

Como nosotros trabajamos a presion reducida (1 atm) no consideramos esfuerzos producidos por las cargas de viento ni - cargas debidas al peso del recipiente.

5.7 DESARROLLO DEL DISEÑO DEL RECIPIENTE.

Los siguientes son los pasos a seguir en el desarrollo del diseño del recipiente y pueden ser un medio de lograr la organización y el orden de un diseño mecánico del recipiente.

1.- Estimación de los diámetros fundamentales.

Determinar el volumen de los tambores de acumulación reactores y tanques, etc.

2.- Materiales de Construcción.

Los metales que se escojan, deben de resistir los efectos de corrosión y deben tener suficiente resistencia para poder soportar la temperatura y presión de diseño, además deben conducir a un diseño práctico.

Una selección inteligente de material, asegurará bajos costos de mantenimiento y bajos costos iniciales.

3.- Comunicación de las Especificaciones de un proceso.

Comunicar las especificaciones, mediante croquis o bien mediante dibujos, es la manera más práctica de controlar el camino a seguir en la construcción del equipo. La discusión de la tolerancia por corrosión del material que debe usarse, para determinar el espesor del recipiente.

4.- Diseño de los detalles mecánicos.

El diseño debe basarse en uno de los códigos API-ASME después de haber completado el diseño mecánico inicial el cual incluye los cálculos del espesor de la cubierta y cabezales, se hace el croquis preliminar del recipiente mostrando los detalles principales, que incluyen tamaño y número de las to-

beras (entradas de flujo).

El diseño de la planta avanza simultaneamente -- con el desarrollo del diseño del recipiente.

Calculo del diametro de la columna.

El cálculo del diametro economico se puede hacer de la -- siguiente manera. Se sugiere la forma mas sencilla adoptando el -- valor practico de la velocidad mas economica que recomiendan los ma-- nuales especializados para este tipo de instalaciones.

El resultado que se obtiene por este procedimiento es el siguiente:

1.- PESO MOLECULAR PROMEDIO.

$$(0.32) (68) + 0.68(18) = 34 \text{ lb/bmol}$$

2.- El caudal = 162 lbmol/hora

3.- Para el caudal del vapor en la torre.

$$\frac{162 \times 162}{34} \times \frac{1}{24 \times 3600} = 8.92 \times 10 \text{ Kgmol/seg.}$$

La razon minima de reflujo, = 0.33 y generalmente -- la razon de reflujo de operacion = 1.5 al valor minimo.

$$r = 1.5 \times 0.33 = 0.5$$

4.- Para el caudal volumetrico del vapor.

$$0.045 \text{ lbmol/seg} \times 22.4 \times 273 \times 100 / 273 \times 760 / 765 = 100.4 \text{ m}^3 / \text{seg.}$$

5.- La velocidad del vapor a travez de la co-- lumna es aproximadamente de 1.6 a 4.2 m/seg/.

6.- Se estima el diametro.

$$d = 4 / \sqrt{100.8 / 4.2}$$

$$d = 1.27 \times 23.8$$

d= 5.4 mts.

5.8 PROCEDIMIENTOS PARA APLICAR LAS SOLDADURAS A LAS UNIONES SOLDADAS.

Dos procedimientos fundamentales se han empleado en las soldaduras de equipo para alta presión y temperatura, ellos son: la soldadura por medio de gas oxi-acetilénico y la soldadura por medio de arco eléctrico.

La soldadura por medio de gas-oxiacetilénico fue la primera en usarse debido principalmente a la mayor facilidad de aplicación y control por parte del operario, posteriormente se fueron desarrollando mejores fundentes para recubrirlos, con lo cual se logró facilitar la aplicación con mayor control de la soldadura de arco, obteniéndose con ella soldaduras de tan buena calidad como las de oxi-acetileno.

Una vez que la soldadura de arco, estuvo a la altura de la oxiacetilénica en lo que respecta a la calidad, la fue desplazando en la mayoría de las aplicaciones de fierro y acero principalmente y en forma especial en los trabajos de tuberías, al grado que actualmente solamente se soldan con oxiacetileno las tuberías pequeñas de diámetro pequeño, debido principalmente a que por tener poco espesor de pared, los biselés que deben hacerse para alojar la soldadura quedan muy reducidos y se necesitaría un electrodo muy delgado para aplicar correctamente el depósito haciéndose en esta forma más difícil la aplicación y el control de la misma.

Existen razones de más peso para haber preferido el uso del arco eléctrico sobre el procedimiento oxiacetilénico, siendo la primera de ellas de carácter económico y consistente en-

el exceso de energia calorifica que se pierde por conduccion y -- radiacion durante el tiempo de aplicacion, el cual es mucho mayor que en el arco electrico, debido a que en este ultimo caso la fusion del metal base es instantanea mientras que en el primero la zona por soldarse tarda un tiempo largo en llegar a su punto de fusion.

Otro aspecto de economia es el tiempo para ejecutar cualquier trabajo, llevando ventaja la soldadura de arco electrico. Desde el punto de vista tecnico tambien se prefiere la soldadura de arco electrico porque al producir menos calentamiento en las -- piezas que se soldan origina tambien menos deformaciones en las -- mismas.

Preparativos, Seleccion y aplicacion de soldaduras.

Como el primer aspecto que se debe de tomar en cuenta en la soldadura de equipo, es la preparacion que se debe dar a los extremos por soldarse, el tipo mas comun es el de tope, por -- ser el mas conveniente desde el punto de vista de la distribucion de esfuerzos y su campo de aplicacion es general.

El precalentamiento de las piezas, es otro de los preparativos de gran trascendencia en los trabajos de soldadura.

Es sabido que al hacer un deposito de soldadura en cualquier pieza, tanto el deposito como la zona donde se aplico -- toman de inmediato una temperatura mucho mas alta que la del resto de la pieza y que al enfriarse trata de seguir la ley de contraccion de los metales; cuando la resistencia de la pieza soldada es -- mas baja que la fuerza de contraccion de la soldadura, aquella sufrira deformaciones en el sentido que esta lo solicite siempre y --

cuando el material sea tenaz y fallara por rotura encaso de ser ---
fragil el material de la pieza. Al presentarse el problema inverso
es decir, que la resistencia de la pieza soldada sea mayor que la
fuerza de contraccion del cordon de soldadura este se vera sujeto-
a un esfuerzo cuya magnitud depende de su longitud y coeficiente-
de contraccion principalmente, el caso extremo de este fenomeno --
sucede cuando el esfuerzo sobrepasa al de ruptura del material con
lo que se forman grietas transversales al cordon de soldadura.

Para prevenir que suceda el fenomeno critico, es --
decir que se formen grietas en la soldadura, antes de que se pue--
dan eliminar los esfuerzos que la originaron, es precisamente una-
de las finalidades del precalentamiento, pues al tener una tempe--
ratura inicial la pieza, el enfriamiento de la soldadura no es tan
brusco y por otra parte la pieza y el cordon de la soldadura van -
sufriendo contracciones simultaneas al ir bajando la temperatura,-
claro esta que siempre trata de ser mayor la contraccion en la --
soldadura y por lo tanto siempre quedaran esfuerzos internos por -
eliminar.

Otro de los objetos principales del precalentamien-
to cuando se van a soldar metales como hierro colado, acero al ---
carbon, con un porcentaje mayor de 0.35% C y acero al carbon ----
molibdeno, es el de evitar que el carbon libre existente se preci--
pite en forma de escamas o de nudos de grafito hacia la zona de --
fusion. Este fenomeno ha sido comprobado en aquellos casos en que
la diferencia de temperaturas entre el metal y la zona caliente --
sea mayor de 500 C. Haciendose mucho mas notorio en la superficie
de union de la soldadura con el metal. El precalentamiento apli--

cado para evitar este fenomeno tiene por objeto disminuir la diferencia de temperaturas, el cual se logra totalmente en la mayoria de los casos y parcialmente en los hierros colados que tienen mucho carbon libre.

La temperatura de precalentamiento recomendada para el hierrocolado es de 300 a 500 C y para los aceros alcarbono, es de 200 C. Siempre y cuando la aplicacion de la soldadura sea por medio de arco electrico.

Seleccion de las soldaduras.-

La determinacion de la soldadura mas apropiada, depende fundamentalmente de la soldabilidad del material.

El termino soldabilidad es usado generalmente para indicar la relativa facilidad o dificultad con que un material puede ser soldado. Una gran cantidad de factores afectan el menor o mayor grado de soldabilidad en los distintos materiales y es logico que no se va a investigar su comportamiento del material en cada uno de estos aspectos sino que la seleccion del material de aporte se hara basandose en experiencias ya establecidas y reglamentadas por instituciones especializadas como la sociedad americana de soldaduras y la sociedad americana de prueba de materiales.

Los factores que afectan en mayor grado la soldabilidad son los siguientes:

- 1.- Oxidacion al producirse oxidos gaseosos de algunos de los elementos, causando poros llenos de gas en el metal depositado.

- 2.- Oxidacion producida por oxidos solidos que tienen una temperatura de fusion mayor que la del deposito causando

inclusiones solidas.

3.- Oxidacion producida por oxidos solubles, los --
cuales, por su peso se hunden en la masa del material depositado --
causando que la soldadura se vuelva quebradiza o de baja resisten-
cia.

VAPORIZACION.

La vaporizacion de algunos elementos del metal, por te--
ner su temperatura de vaporizacion mas baja que la tempeatura de --
fusion del metal.

INCLUSIONES METALICAS.

Algunos metales pueden contener en su masa y en --
estado finamente dividido algunos cuerpos no metalicos que tengan
su temperatura de fusion mayor que la del metal y por lo tanto al
hacerse el deposito, estos cuerpos originan inclusiones visibles --
en la masa de la soldadura.

CAMBIO DE LA ESTRUCTURA.

El cambio de la estructura o arreglo de los elementos
dentro del metal puede tomar lugar durante las soldaduras de arco
causando cambios en las propiedades fisicas o en la resistencia de
la corrosion etc.

SOLUBILIDAD DE GASES EN EL METAL.

1.- Diferentes elementos pueden afectar la solubi-
lidad de varios gases a diferentes temperaturas y disminuirla a --
medida que esta desciende, originando que el gas que se desprende
forme porosidades.

2.- La eliminacion por combustion de algun elemen-
to durante la soldadura puede originar la disminucion de solubili-

dad de algun gas, el que al desprenderse tambien puede formar porosidades.

3.- Sucede tambien que al estarse soldando el metal es capaz de disolver algun gas y formarse un compuesto estable con lo que al enfriarse han quedado variadas la composicion y propiedades fisicas del metal soldado.

Alto coeficiente de expansion o contraccion termica del metal soldado, lo que origina grietas en el deposito.

Baja resistencia a altas temperaturas.

La conductividad termica, o sea la facilidad de transmision del calor de la zona de fusion hacia el resto de la pieza.

Un estudio cuidadoso de los factores anteriores nos pueden conducir a determinar las caracteristicas mas indeseables las cuales pueden ser corregidas por alguno o mas de los siguientes metodos.

a.- Seleccion del metal con las caracteristicas -- mas propias para la soldadura de arco.

b.- Uso de un arco bien protegido.

c.- Uso de un fundente apropiado.

d.- Uso del electrodo apropiado.

e.- Seleccion del procedimiento de soldadura mas -- adecuado.

f.- En algunos casos un subsecuente tratamiento termico es necesario.

Al considerar lo dicho anteriormente sobre los terminos que afectan la soldabilidad de cualquier metal, se deduce que las mejores caracteristicas se pueden obtener principalmente del metal

base y del material de aporte o electrodos.

Como sucede en muchos casos que se hacen trabajos de soldadura, el material de la pieza no se ha diseñado desde ese punto de vista, es decir que posea un buen grado de soldabilidad, en esta inmensa mayoría de casos se emplean electrodos de composición especial para que en cada caso en particular una o más de sus características sirvan como correctivo a las deficiencias de soldabilidad que posea el material base.

El contenido de carbono para los distintos grados de acero sabemos que varía desde aproximadamente 0.04 hasta 1.65 %.

Todos estos tipos de aceros pueden ser soldados por medio de arco eléctrico, sin embargo en el caso de aceros de más alto contenido de carbonos es necesario emplear técnicas y electrodos más especializados.

CAPITULO VI

6.1.- ESTUDIO ECONOMICO.

6.2.- ESTIMACION DE COSTOS.

6.3.- CAPITAL REQUERIDO.

6.1 ESTUDIO ECONOMICO.

El objetivo de incluir un estudio económico en este trabajo, es con el fin de establecer criterios de definición y poder afirmar si el proyecto es viable o no lo es. Además nos brinda una idea general del mercado del etilenglicol así como su producción nacional.

En este trabajo se incluyen unitarios de producto para hacer un análisis general del proyecto y considerar si es rentable a largo o corto plazo o no lo es.

Para decidir si el diseño del proyecto y el proyecto mismo son susceptibles de llevarse a cabo, debemos tener en consideración los siguientes costos:

Costos de diseño.

Costos de equipo.

Costos de mantenimiento.

Costos de operación.

Con la lista de Costos elaborada, podemos definir si el precio, por miles de galones, cubre los gastos anteriores.

EVALUACION DE COSTOS.

La determinación de costos, se hará de una manera superficial considerando los índices inflacionarios actuales.

Los costos de materiales y equipos, se obtienen de índices y monogramas de la bibliografía.

Los costos de operación, mantenimiento y de recursos humanos en general, se obtienen de acuerdo a salarios mínimos establecidos.

Basicamente, el estudio económico, es la base para deter

minor si el proyecto es rentable o bien no lo es.

El estudio económico debe comprender varios aspectos.

- 1.- BALANCE ECONOMICO.
- 2.- ESTUDIO DE MERCADO.
- 3.- RENTABILIDAD.

El estudio de mercado nos capacita para entender el grado en que es requerido nuestro producto de recuperación, sus insumos, su comportamiento de una fecha anterior a nuestra fecha, su valor estimado en el mercado, tambien nos da idea de la importancia que adquieren las compañías que lo producen, o bien que lo utilizan - como producto de petroquímica básica.

Del estudio de mercado el precio unitario por galon es nuestra información más apreciable de acuerdo a este nosotros podemos empezar a definir el cause de nuestro proyecto.

El producto obtenido (Etilenglicol) tiene una demanda -- máxima en lo que se refiere a producción de polioles.

Son varias las compañías que los utilizan en materias -- primas para la elaboración de fibras sintéticas y su uso comercial se considera a gran escala.

6.2 ESTIMACION DE COSTOS.

Enseguida se enumeran los costos mas representativos y con ellos se puede definir la rentabilidad del proces.

Los indices y porcentajes se han sugerido de acuerdo a - ensayos anteriores de procesos y criterios que han sido obtenidos por la experiencia de proyectos anteriores.

ESTIMACION DE COSTOS DE EQUIPO.

La estimacion de costos del equipo se han seleccionado - del diagrama de flujo y se considera el equipo mas representativo de dicho diagrama.

- 1.- Tanque de almacenamiento con capacidad de 4,000 Gal.
Vertical. Precio \$ 2,000.00
- 2.- Torre de rectificacion con accesorios completos.
Precio \$ 50,000.00
- 3.- Dos bombas centrifugas de capacidad establecida por
el diseño. Precio \$ 500.00
- 4.- Catorce Platos tipo cachuca con vertederos a los --
lados. Precio \$ 8,400.00
- 5.- Sistema de Evaporacion triple efecto.
Precio \$ 30,000.00

TOTAL DE:

Costos de equipo e instalacion = \$1,000,000.00
(* en dolares).

Los siguientes costos se consideran como costos mensuales porque representan aquellos costos que sirven para la utilizacion del equipo en un tiempo indeterminado.

Costos de Kg. de vapor de baja presion.

Costos por consumo de energia electrica.

Costos por concepto de recursos humanos (mantenimiento).

Estos costo representan un 30 % de la inversion total --
general.

Por consiguiente debemos establecer un costo aproximado
de inversion neta.

RENTABILIDAD.

De acuerdo al precio actual del etilenglicol en el mer--
cado se considera un precio promedio de 5,000.00 MN. el precio por
galon de etilenglicol 100 % puro.

Luego entonces se considera una produccion de 4,000 gal/mes
 $4,000 \text{ gal/dia} \times 5,000 \text{ \$/gal} = * \$ 20,000,000.00 \text{ mes}$

(* pesos).

COSTOS DE SERVICIOS AUXILIARES.

La estimación de costos produce valores aproximados para
calificar la inversion L, en el area de recuperacion.

Los costos que se generon de la distribucion del produc--
to, vapor, laboratorios, recursos de personal pueden ser sustan--
cialmente cuantificados evaluando el proyecto propuesto.

Cuando los servicios auxiliares, tienen continuacion ---
general se pueden usar de otros procesos en una industria compleja,
pero debe tenerse una evaluacion de los servicios y energia consu--
mida.

Para tener una idea de esos consumos manejamos los si---
guientes porcentajes, considerando una variacion tipica en porcion
to del costo total de instalacion de la planta.

SERVICIO AUXILIAR	RANGO	% (PROMEDIO)
-------------------	-------	--------------

Generación de Vapor	2.6-6.0	3.0
Agua de enfriamiento	0.4-3.7	1.8
Almacenaje producto final.	0.7-2.4	1.8
Energía eléctrica	0.9-2.6	1.5
Sistema Agua Proceso	0.4-1.8	1.1
Distribución Vapor	0.2-2.0	1.0
Sistema de Contraincendio.	0.3-1.0	0.7
Tratamiento de agua.	0.2-1.1	0.6
		<u>0.6</u>
		11.5 %

6.3. CAPITAL REQUERIDO.

Existen varios metodos para la estimación del capital requerido, y se clasifican en:

a) METODOS DE RELACION.

Basados en el valor de las ventas o en la capacidad de produccion. Uno de los metodos recientes para estimaciones rapidas se basa en la relacion de dinero invertido a toneladas anuales de produccion.

Otro metodo se basa en la relacion de capital invertido a producto vendido o su reciproco. Ventas anuales / \$ invertidos. Esta relacion denominado "Turnover" y su inversa. Inversion - Planta / Ventas anuales, estan publicadas para diferentes tipos - de plantas.

En general esta clase de estimaciones tiende a caer dentro de grupos que se relacionan el tipo del proceso con la --- capacidad de la planta.

Una estimacion mas proxima propuesta por Chilton - es la siguiente:

$$\text{INVERSION} = \text{INVERSION} \times \frac{\text{CAPACIDAD 2}}{\text{CAPACIDAD 1}} \times 0.6$$

Cuando se dispone de datos de inversión de plantas de años diferentes al considerado existen correlaciones utilizando indices de costos de construcción.

$$\text{INVERSION ACTUAL} = \text{INVERSION ANTERIOR} \times \frac{\text{INDICE COSTO ACTUAL}}{\text{INDICE COSTO ANTERIOR}}$$

Para la industria quimica se utilizan frecuentemente el (Marshall y Stevens) y el (ENGINEERING NEWS RECORD) como indi

ces de costos de construcción.

Suponiendo que ya se ha obtenido la aprobación correspondiente para la construcción de la unidad de recuperación se ha considerado necesario indicar una serie de evaluaciones que nos conducen a determinar aproximadamente los gastos o costos unitarios de manufactura de este producto y así poder determinar si serán fácilmente colocados en la competencia.

En seguida enumeramos los tipos de gastos que se hacen.

1.- GASTOS DE INVESTIGACIONOS.

Siendo el análisis económico de un proyecto, una valoración de todos los costos concernientes llevados a cabo sin aplicación en esta serie de evaluaciones nos ayudaran a determinarlos.

Dicho análisis se principia con trabajos de investigación tanto técnica como económicamente para los cuales es necesario hacer algunas inversiones.

Los resultados deberán proporcionar la suficiente información para iniciar con plena confianza el proyecto mencionado, de lo contrario este deberá ser descartado.

2.- INVERSION REQUERIDA.

Desde un punto de vista contable, la inversión requerida para un proyecto, deberá incluir solamente el capital fijo (fondos gastados) en comprar todo el equipo necesario para la producción, instalación de dicho equipo, compra de terreno, edificación, etc.

Y el capital de trabajo (dinero requerido) para

cubrir gastos tales como, materias primas, salarios, etc.

b) METODOS BASADOS EN DIAGRAMAS DE FLUJO DEL PROCESO.

Estos métodos que estima el costo de una inversión consideran el diagrama de flujo de la planta y consisten en sumar todas las piezas del equipo utilizado en el proceso Principal (reactores, columnas, filtros etc.) y el resultado se multiplica -- por 1 o mas factores para obtener la inversion total.

En el método propuesto por Hill, para procesos petroquimicos, el equipo necesario se clasifica haciendolo equivalente a una o dos unidades, dependiendo de su tipo o construccion, equipo simple como columnas de acero al carbon reactores de baja presion, se les asigna valor de cada unidad; equipo mas complejo, y mas costosa como por ejemplo; Columnas de acero inoxidable calderas, etc, se les considera dos unidades.

Equipo para presiones mayores de 100 Psi. El numero de unidades debiera multiplicarse por la presion de trabajo /100.

Por ejemplo un reactor de acero al carbono que trabaje a 300 Psi. se le asignara un costo aproximado de \$ 375,000,000 MN. para una planta con una capacidad de 5 Ton al año.

El costo total del equipo instalado sera el de la suma de unidades del diagrama multiplicando por 375×10 .

El costo del equipo para plantas de otras capacidades se puede calcular con la formula de Chilton antes mencionada.

En un método mas reciente, el capital invertido se obtiene de una grafica que relaciona; costos, capacidad de la planta y un factor de complejidad que permita variaciones en el costo

debido a los materiales de construcción y condiciones de operación.

Este factor C se define como:

$$C = 2 \times 10$$

DONDE:

F = Factor de Temperatura.

F = Factor de presión del proceso.

F = Factor por aleaciones usadas en el equipo.

ES DECIR:

(0) Para hierro fundido, acero al carbono, madera, etc.

(0.1) Para aluminio, bronce, cobre, acero inoxidable tipo 400.

(0.2) Para aleaciones.

(0.4) Para metales preciosos.

Una vez calculado el valor del factor de complejidad se encuentra la inversión directa del proceso por unidad de operación.

El número de unidades de operación incluyendo almacenamiento y drenaje, para desechos es determinado del diagrama de flujo así:

$$\begin{aligned} \text{INVERSION DE LA PLANTA} &= 1.33 \times \text{UNIDADES DE OPERACION} \\ &\times \text{COSTO POR UNIDAD DE OPERACION} \\ &\times \text{INDICE ACTUAL (ENR) / 300} \end{aligned}$$

NOTA: (ENR/300 ha sido usado como base en las correcciones.

LIMITACIONES DE ESTOS METODOS.

No permiten ser utilizadas en procesos con rendimientos mayores, así como en procesos bajo condiciones diluidas en donde se espera tener equipo de gran capacidad y de costo.

Otra limitación es la confusión que puede originar en el recuento de las unidades del proceso. Así es efectuado por personas que desconozcan el funcionamiento real de la planta.

CAPITULO VII.

DISCUSION Y CONCLUSIONES.

La elaboración de este tipo de trabajos es importante -- porque en ellos se aporta beneficios para la comunidad y se ponen en práctica conocimientos básicos adquiridos en la Facultad de -- Química

Gracias a la utilidad de la aplicación de las operacio-- nes unitarias se logro recuperar los efluentes existentes en el -- complejo petroquimico Pajaritos esto, claro esta teóricamente.

Las correlaciones y fórmulas en que se basan las condi-- ciones de equilibrio, son obtenidas de la bibliografía correspon-- diente. Haciendo énfasis en los datos de presión de vapor del -- etilenglicol.

Utilizando el método de McCabe Thiele, se logra separar un 60% del producto, con lo que se resolvera el problema de conta-- minacion parcialmente y se pueden obtener ingresos extras en la -- utilizacion del producto obtenido.

Las condiciones de obtencion del producto, son normales-- y bien pueden utilizarse en la pequeña y mediana industria siguien-- do los cuidados de almacenamiento y de transporte.

El estudio económico nos brinda la oportunidad de deci-- dir si el proyecto estudiado es viable economicamente o bien si se requieren de ajustes de inventario para determinar si se dispone -- del equipo necesario para la completa recuperacion del producto.

CONCLUSIONES.

Desde el punto de vista de viabilidad de recuperación se considera que si es viable la recuperación por el método sugerido.

Es conveniente la recuperación de efluentes para un mejoramiento urbano y respeto a la vida animal.

La transferencia de masa es un probable mecanismo de recuperación para la solución del problema.

La recuperación de glicol (tratamiento de efluentes) se puede realizar en la misma planta de óxido de etileno.

Los requerimientos de energía son mínimos y se encuentran disponibles las materias primas.

CAPITULO VIII

- 1.- PRINCIPALES OPERATIONS UNITS. FAUST.
- 2.- OPERACIONES UNITARIAS. MAC CABE AND SMITH.
- 3.- MANUAL DEL INGENIERO QUIMICO PERRY AND CHILDM.
- 4.- CHEMICAL ENGINEERING. APRIL 5, 1982.
- 5.- PRINCIPIOS DE ING. QUIMICA. BAGNER AND BANCHERO.
- 6.- PROBLEMAS DE ING. QUIMICA. VALIENTE.
- 7.- LIBRO DE PROCESO PLANTA DE OXIDO DE ETILENO.-PEMEX.

CAPITULO IX

APENDICE

1.- DIAGRAMA # 1.

"DIAGRAMA DE FLUJO INTEGRAL DE
EFLUENTES DE LA PLANTA DE OXIDO DE
ETILENO".

2.- DIAGRAMA # 2.-

"DIAGRAMA DE FLUJO DE LA UNIDAD DE -
RECUPERACION".

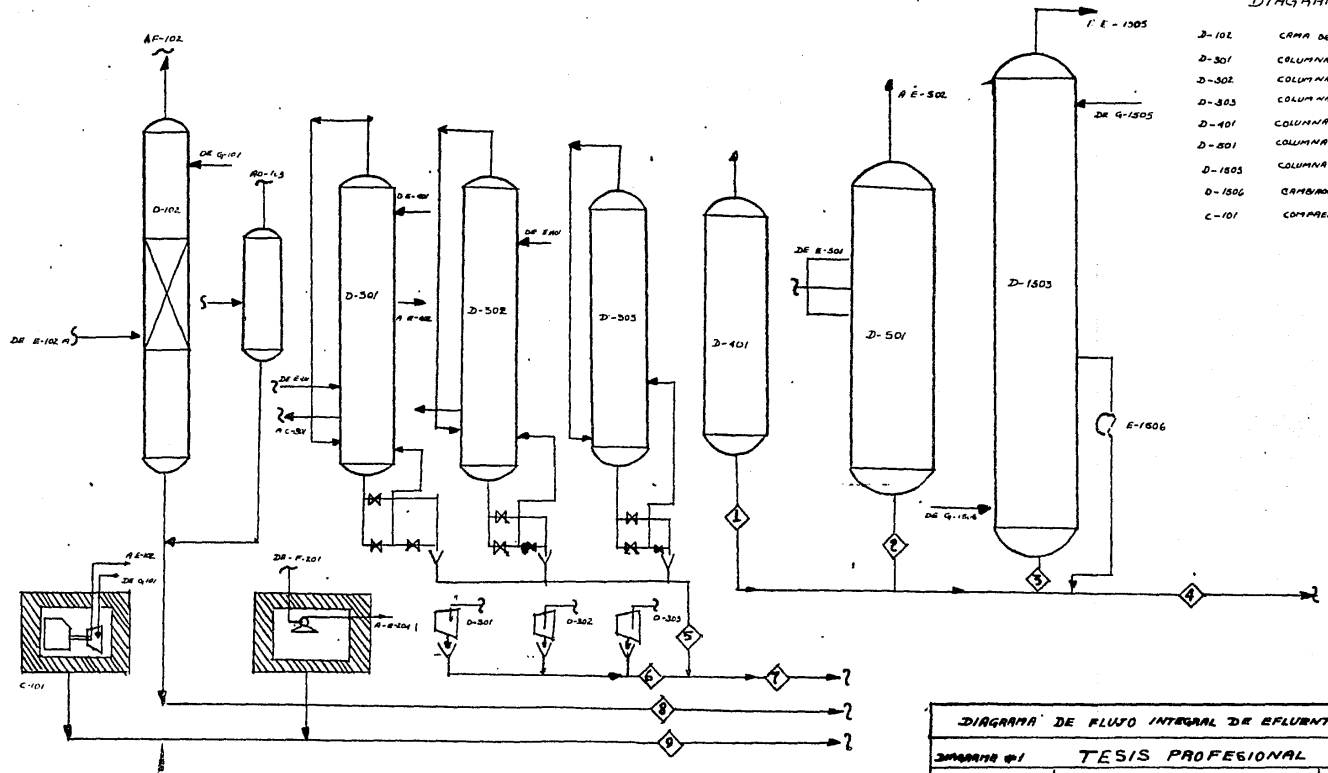
3.- DIAGRAMA # 3.-

"DIAGRAMA DE EQUILIBRIO LIQ-VAPOR"
PARA EL SISTEMA AGUA-GLICOL.

4.- DIAGRAMA # 4.-

"(TORRE DE RECTIFICACION, ACCESORIOS)".

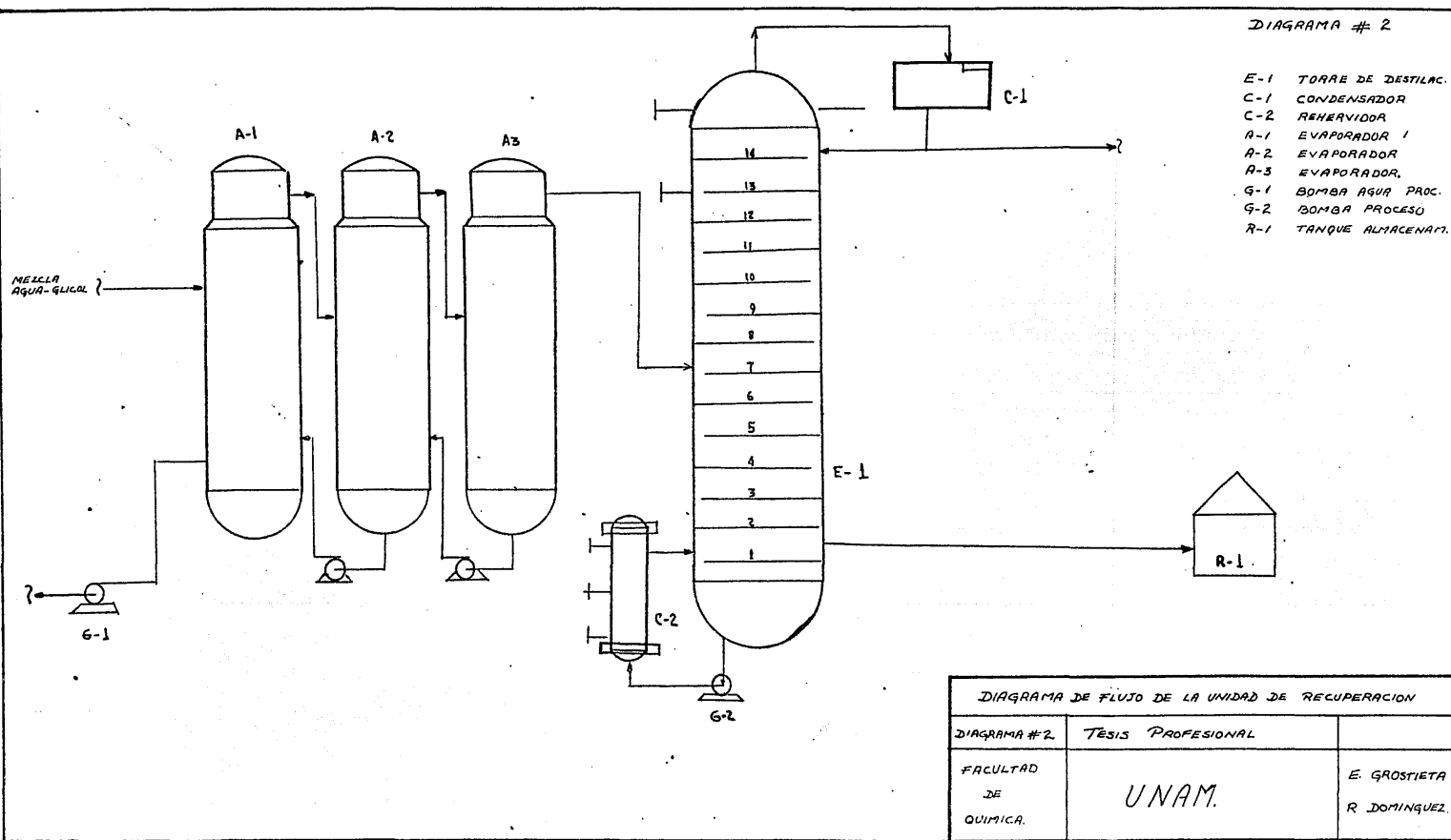
DIAGRAMA #1

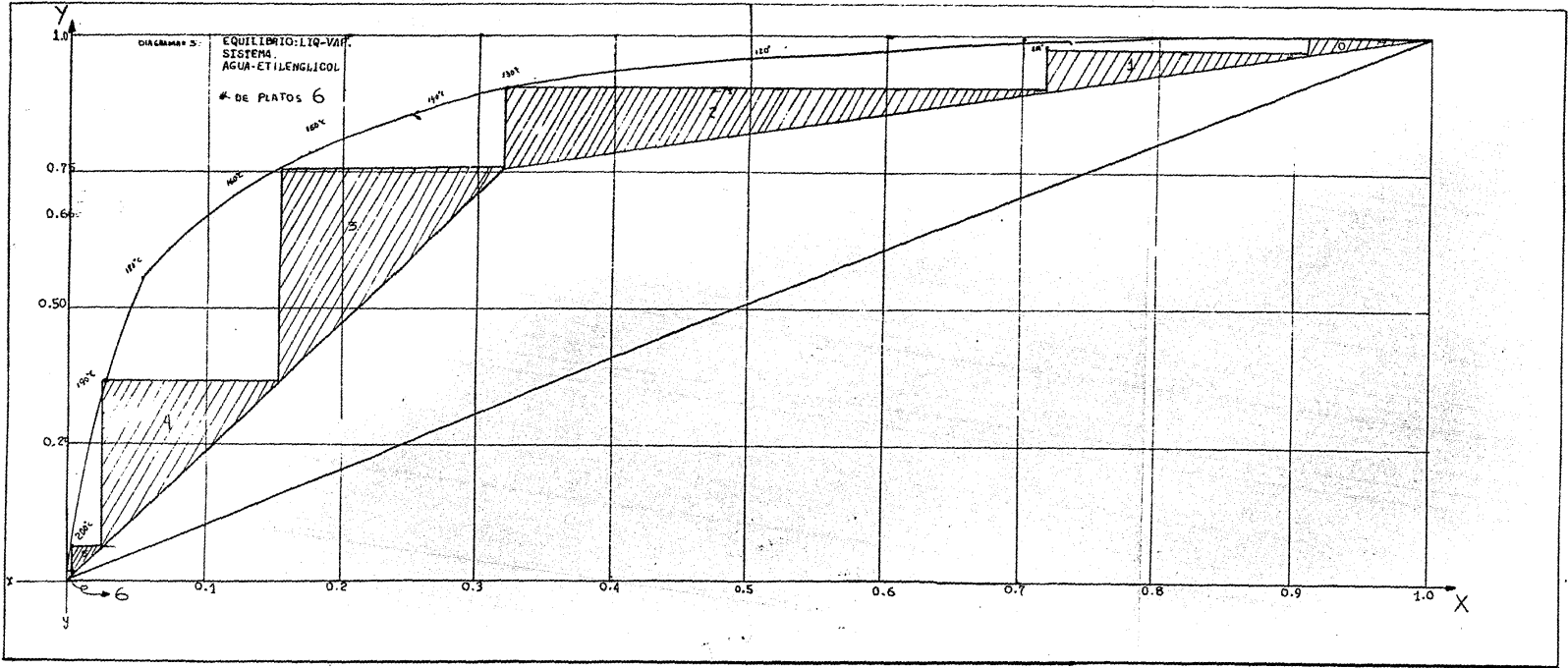


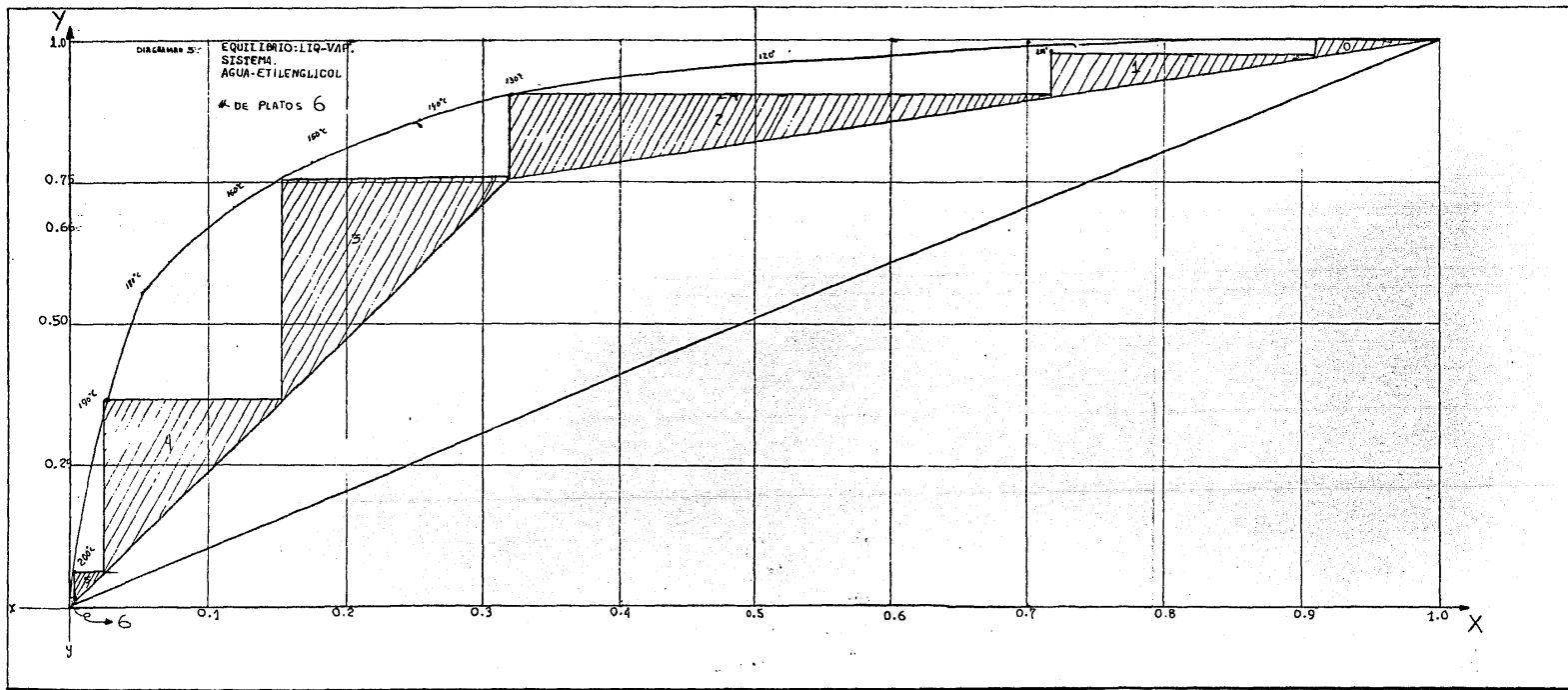
- D-102 CRAMA DE CARBON
- D-301 COLUMNA LAVADORA
- D-302 COLUMNA LAVADORA
- D-303 COLUMNA LAVADORA
- D-401 COLUMNA AEROSOLACION
- D-501 COLUMNA AERIFICACION
- D-1803 COLUMNA RECTIFICACION
- D-1806 CAMBIO CALOR
- C-101 COMPRESOR PRIMARIO

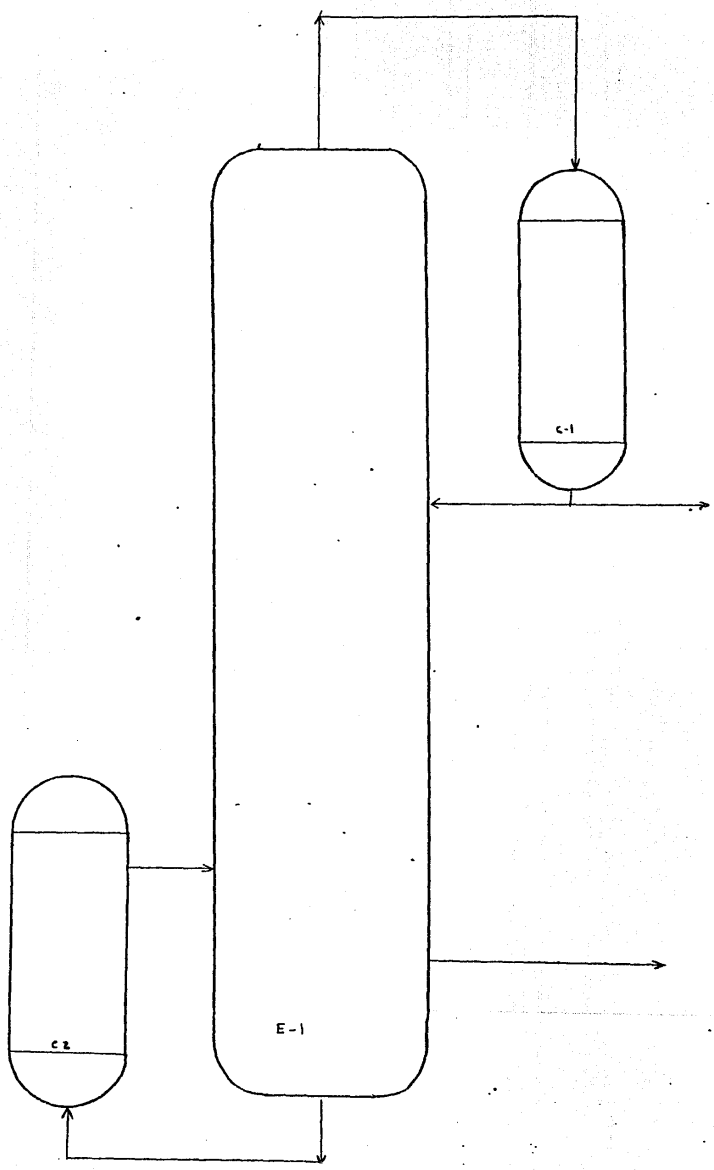
DIAGRAMA DE FLUJO INTEGRAL DE EFUENTES

DIAGRAMA #1		
TESIS PROFESIONAL		
FACULTAD DE	UNAM	E. GARDIETA
QUIMICA		R. DOMINGUEZ









TORRE DE RECTIFICACION		
DIAGRAMA #4 TESIS PROFESIONAL		
FACULTAD DE QUÍMICA	UNAM	E. GARCÍA TO R. DOMÍNGUEZ.