

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

ALCOHOL ABSOLUTO

MONOGRAFIA

Que para obtener el título de :

INGENIERO QUIMICO

p r e s e n t a :

JOSE MAXIMO ALARCON GUERRERO

México, D. F.

1976



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

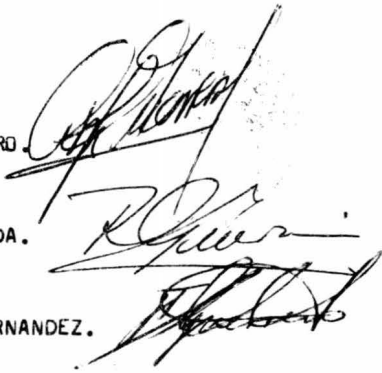
Presidente: ING. HECTOR LOPEZ HERRERA.
Vocal: ING. MANUEL F. GUERRERO FERNANDEZ.
JURADO ASIGNADO Secretario: Q.F.B. RAMON GUEVARA ESTRADA.
1er. Suplente: ING. CUTBERTO RAMIREZ CASTILLO.
2do. Suplente: ING. ANTONIO REYES CHUMACERO.

Sitio donde se desarrolló el tema: Diversas Industrias, Institutos y Bibliotecas, así como en la Junta Técnica Calificadora de Alcoholes.

Sustentante: JOSE MAXIMO ALARCON GUERRERO

Asesor del tema: Q.F.B. RAMON GUEVARA ESTRADA.

Supervisor Técnico: ING. MANUEL F. GUERRERO FERNANDEZ.



A mi padre:

JOSE ALARCON SANCHEZ. in memoriam

A mi madre:

MA. ENCARNACION GUERRERO VDA. DE ALARCON.

A mis hermanos:

Profra. Sara Alarcón de Ríos.

Profra. Sandra Elena Alarcón Guerrero.

Sr. Isidro Alarcón Guerrero.

A mis tíos:

Srita. Altagracia Alarcón Sánchez. q.e.p.d.

Srita. Isabel Alarcón Sánchez.

Gral. Brigadier M.C. Ret.

Gabriel Leyva Alarcón, in memoriam

Profra. Carmen Castañón Vda. de Leyva.

A MIS MAESTROS:

A LA FACULTAD DE QUIMICA.

A TODAS LAS PERSONAS QUE
HICIERON POSIBLE LA
REALIZACION DE
ESTE TRABAJO

ALCOHOL ABSOLUTO

INTRODUCCION.

CAPITULO I.

- 1.- HISTORIA.
- 2.- PROPIEDADES DE ALCOHOL DESHIDRATADO.
 - a.- Físicas.
 - b.- Químicas.
 - c.- Organolépticas.
- 3.- REACCIONES DE ENSAYO DEL ALCOHOL ABSOLUTO.
- 4.- ABSORCION DE AGUA POR EL ALCOHOL ANHIDRO.
- 5.- TOXICIDAD DEL ALCOHOL ETILICO.
- 6.- USOS PRINCIPALES.

CAPITULO II.

- 1.- GENERALIDADES DE LOS PROCESOS DE OBTENCION.
 - a.- Métodos de Contacto.
 - b.- Métodos Azeotrópicos.

CAPITULO III.

1.- GENERALIDADES SOBRE DESTILACION AZEOTROPICA.

CAPITULO IV.

1.- PRODUCCION DE ALCOHOL ABSOLUTO POR DESTILACION AZEOTROPICA CON BENCENO.

CAPITULO V.

BIBLIOGRAFIA.

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

Probablemente ningún otro compuesto orgánico ha sido tan extensamente estudiado como el alcohol etílico respecto a sus propiedades físicas, tanto solo, como en solución acuosa y otros compuestos. Su propiedad para disolver muchos compuestos orgánicos, ha dado mayor alcance a las investigaciones.

En 1913 Osborne, McKelvey y Bearce, publicaron una monografía muy completa sobre la densidad y la expansión del alcohol puro y sus mezclas con agua, desde entonces, se han hecho numerosas compilaciones de éstos y otros datos, para completar el estudio de sus propiedades generales y empleos en diferentes industrias. En gran parte de las cuales, se ha tratado de sustituir el alcohol de calidad (96.5° C.L./15° C.) por el alcohol anhidro, considerando el agua como impureza.

En la industria farmacéutica, se usa en la elaboración de hormonas sintéticas, además de como medio de reacción en una gran cantidad de productos.

También se ha usado con gran éxito como aditivo de la gasolina, para disminuir el consumo de ésta, lográndose recientemente usarlo como sustituto de la misma.

Desafortunadamente la producción de alcohol absoluto en México, puede considerarse como mínima, ya que la producción en el año de 1974 fué de apenas 64,946 Lts., y la del presente año, hasta el mes de Junio, es de 53,689, datos proporcionados por la

U.N.P.A.S.A.) lo cual nos da una panorámica, de la producción casi nula de alcohol absoluto en México, desaprovechando la gran cantidad de miel incristalizable que se produce, la cual, se exporta, - y la que podría procesarse en nuestro País, pudiendo producir además del alcohol absoluto, una gran cantidad de subproductos, pero desgraciadamente, las empresas de capital mexicano no se atreven a procesar las mieles incristalizables, importándolas por pura comodidad, sin tomar en cuenta la fuga de divisas que le ocasionan al País con su actitud pasiva.

Esperamos que éste pequeño trabajo logre influir para -- que en México se incremente la producción de alcohol absoluto, lo que redundará en beneficio del País, al evitar fuga de divisas y - crear centros de trabajo.

C A P I T U L O I .

- 1.- HISTORIA.
- 2.- PROPIEDADES DEL ALCOHOL DESHIDRATADO.
 - a.- FISICAS.
 - b.- QUIMICAS.
 - c.- ORGANOLEPTICAS.
- 3.- REACCIONES DE ENSAYO DEL ALCOHOL ABSOLUTO.
- 4.- ABSORCION DE AGUA POR EL ALCOHOL ANHIDRO.
- 5.- TOXICIDAD DEL ALCOHOL ETILICO.
- 6.- USOS PRINCIPALES.

H I S T O R I A

Ya a fines del siglo XIII y principios del XIV, Raymundo - Lulio (1235-1315), pone de relieve la propiedad del alcohol de ser un buen disolvente; anotando que en la mayor parte de los casos, se encuentra impurificado por el agua y da un método para deshidratarlo por medio de la potasa fundida.

A principios del siglo XIX, Gay-Lussac y Thénard publicaron varios trabajos de físico-Química sobre el alcohol absoluto obteniéndolo el primero por digestión de alcohol de 90° en cal viva - por espacio de 24 Hs., destilando el producto a baño María; mezclando el destilado con hidróxido de bario y destilando nuevamente, obteniendo así alcohol anhidro. Este procedimiento se sigue actual-- mente en los laboratorios para la preparación de pequeñas cantida-- des, con excelentes resultados.

La primera patente relativa a la deshidratación del alco-- hol fué obtenida por Hugenot, quién hacía pasar los vapores alcohó-- licos por sucesivas capas de cal viva, condensándolos posteriormen-- te para conseguir un líquido exento de agua.

Después de la primera guerra mundial, hacia 1921 Charles - Mariller y Petart también hicieron investigaciones sobre la deshi-- dratación del alcohol. Usando Mariller una solución de (K_2CO_3) car-- bonato de potasio y glicerina anhidra, mientras que Petart basó su-- procedimiento en la cal viva.

A partir de entonces, la deshidratación del alcohol tomó - verdadero impulso, sucediéndose infinidad de procesos y patentes, - algunos aceptables, otros sin mayores resultados prácticos.

En la década de 1930 a 1940 es cuando aparece la mayoría de los procesos y mejoras, llegando inclusive a obtener alcohol -- absoluto, directamente de mostos fermentados con un gasto de vapor menor al que se consume para hacer alcohol potable a partir de los mismos mostos.

Fueron Young y Barbaudy los primeros en estudiar los métodos de destilación azeotrópica y demostrar que es posible obtener alcohol anhidro, destilando, alcohol hidratado en presencia de benceno en un rectificador ordinario.

Los sistemas basados en la destilación azeotrópica dieron lugar a muchas demandas de violación de patente, debido a que en ellos, lo único que variaba de un proceso a otro, era el agente -- deshidratante.

Gracias a los trabajos de Rubierschky y Coppe y más particularmente a los de las Usines de Melle-Ginnot llevados a cabo en 1921, se puede decir que este método se lleva en forma industrial con resultados completamente eficaces y satisfactorios.

Indice de Refracción (n_D^{20}).....	1.36139
Tensión Superficial (DINAS, 20°C).....	22.28
Coefficiente de Expansión Cúbica (20°C).....	0.0018 $\frac{\text{cm}^3}{\text{°C}}$
Constante Dieléctrica.....	24.25
Conductividad Eléctrica (25°C, 1/ Ωcm).....	1.35×10^{-9}
Momento Dipolo (30°C, BENCENO).....	1.70
Mezcla Explosiva con Aire (20°C, %Vol).....	
Límite Superior.....	19.0
Límite Inferior.....	3.3

PROPIEDADES TERMODINAMICAS

TEMP °C	PRESION Kgs/cm ²	VOL. ESPECIFICO ($\frac{1}{G}$)		ENTALPIA ($\frac{\text{cal}}{g}$)		ENTROPIA ($\frac{\text{Cal}}{g^{\circ}\text{C}}$)	
		LIQ.SAT.	VAP.SAT.	LIQ.SAT.	VAP.SAT.	LIQ.SAT.	VAP.SAT.
0	0.2626	0.001241	29.714	0.0	225.996	- . -	0.8231
4.44	0.3520	0.001247	22.527	2.442	227.384	0.0089	0.8200
10.00	0.5064	0.001254	15.954	5.439	229.104	0.0196	0.8103
15.60	0.7138	0.001262	11.517	8.547	230.825	0.0304	0.8010
21.10	1.0040	0.001270	8.467	11.655	232.489	0.0411	0.7933
26.70	1.3902	0.001277	6.930	14.930	234.210	0.0521	0.7842
32.20	1.8866	0.001285	4.580	18.260	235.930	0.0631	0.7766
27.80	2.5376	0.001293	3.456	21.645	237.540	0.0741	0.7691

PROPIEDADES QUIMICAS

El Alcohol Etilico es un alcohol primario, y sufre las reacciones típicas de éstos alcoholes; su Química es básicamente la del grupo Oxhidrilo. El átomo de hidrógeno de este grupo, -- puede sustituirse por metales y formar etilatos (Etóxidos).

La abertura de los anillos de Epóxido, para formar los éteres de Hidróxido de Etilo y la adición del alcohol Etilico al Acetileno, también involucra este átomo de hidrógeno.

El Grupo Hidroxilo, puede ser sustituido por Halógenos de Haluros de Hidrógeno y Haluros de Fósforo. Los éteres se forman por reacción con ácidos orgánicos e inorgánicos.

El Alcohol Etilico puede ser deshidratado a Etileno ó Eter Etilico, con varios reactivos, incluyendo el ácido sulfúrico y el óxido de aluminio. La oxidación y la deshidrogenación -- del alcohol etílico producen acetaldehído, el cual con una posterior oxidación da ácido acético. La producción de acetaldehído es el mayor uso del alcohol etílico, en la actualidad.

El Grupo Metilo del alcohol etílico, juega un papel -- importante en un gran número de reacciones, incluyendo la deshidratación a etileno y la oxidación por halógenos.

El Aldehído producido por oxidación de halógenos, puede ser posteriormente halogenado a trihaloacetal, el cual reacciona con una base fuerte para producir haloformo (CHX_3) y el -- formato de metal (COO.Me).

Bobtelsky, ha propuesto que las mezclas alcohol-agua -- pueden dividirse en tres zonas distintas en relación a su contenido de alcohol:

La Zona Baja del	25 - 30%	Alcohol Etílico.
La Zona Media "	40 - 60%	" "
La Zona Alta "	> 60%	" "

Las reacciones químicas en cada una de estas zonas proceden de una manera muy característica, bien definida para cada una en particular.

La oxidación por óxido de cromo (Cr_2O_3) del alcohol --- etílico, la descomposición catalítica del agua oxigenada (H_2O_2) y la sensibilidad de las partículas coloidales a la coagulación, -- son ejemplos de reacciones, las cuales están marcadamente influenciadas por el contenido de alcohol etílico de la mezcla de reac--ción.

La oxidación del alcohol etílico por el óxido de cromo, ocurre en las zonas de actividad baja, media y alta en presencia de cantidades fijas de varios ácidos mezclados.

En la Zona Baja, la velocidad de oxidación es proporcional a la concentración del alcohol; en la Zona Media (3-8 Moles - $\text{H}_2\text{O}/\text{Mol.}$, Alcohol etílico), la velocidad baja muy ligeramente al incrementarse la concentración del alcohol etílico, y en la Zona Alta (> 60% Alcohol etílico), la velocidad se incrementa bastante.

Los coeficientes de temperatura difieren grandemente - pero varían en una forma regular en las Zonas Alta y Baja, siendo esta variación muy irregular en la Zona Media. La influencia de - varios ácidos y catalizadores, también es diferente para distintas concentraciones de alcohol.

La descomposición catalítica del peróxido de hidrógeno (H_2O_2) es retardada por pequeñas cantidades de alcohol etílico (no mayor del 5%) en presencia de algunos catalizadores específicos, - pero a concentraciones 5-30% se incrementa la velocidad de descomposición. Entre 30 y 60% la reacción catalizada muestra un régimen permanente máximo, arriba del 60% para.

Las observaciones anteriores se explican por la unión-hidrógeno, tan fuerte entre las moléculas de alcohol y las moléculas de agua.

El arreglo de las moléculas en la mezcla de solvente, - depende de sus cantidades relativas en la mezcla.

En el siguiente diagrama, vemos las reacciones típicas del alcohol etílico, como son la Alkilación, Deshidrogenación, la Alcohólisis y la Deshidratación.

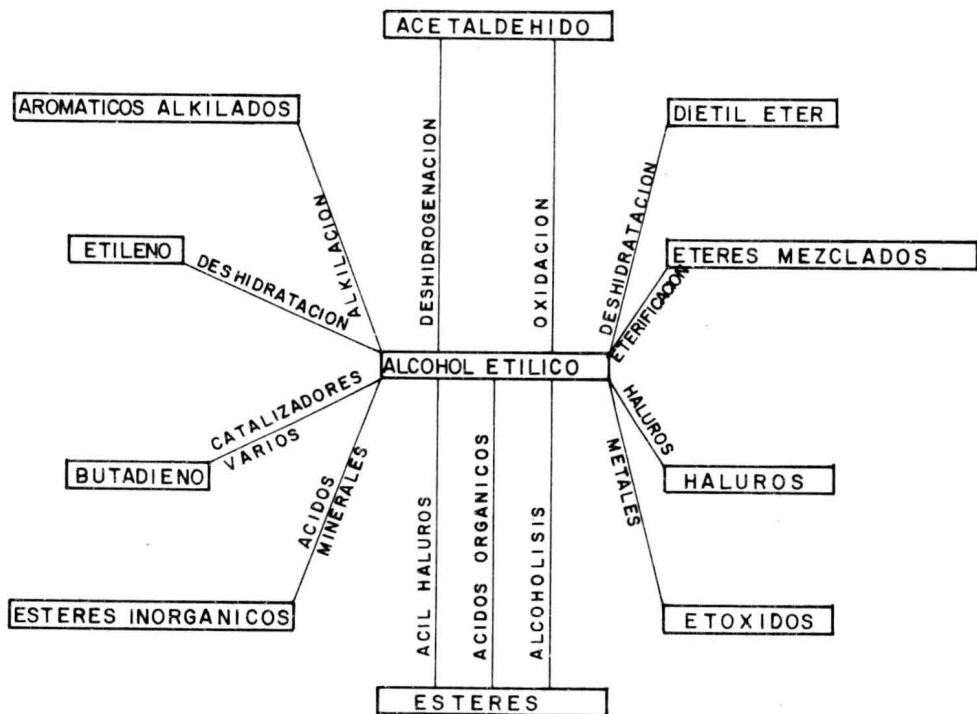
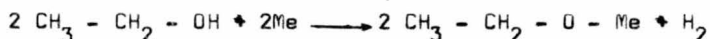


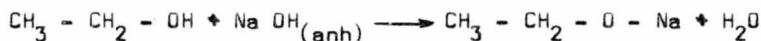
FIG. I

REACCIONES CON METALES

El Alcohol Absoluto reacciona fácilmente con metales -- activos, tales como el Na y K, para formar el etóxido del metal - (Etil Alcoholato) e Hidrógeno.



El Etóxido de Sodio puede prepararse por la reacción entre el alcohol absoluto y sodio, refluendo alcohol absoluto en presencia del hidróxido de sodio anhidro.



El Etóxido de Sodio precipita por la adición de acetona anhidra; es una base fuerte e hidroliza así completamente en agua, para dar iones hidróxilo, sodio y alcohol etílico:



Esta es una reacción de equilibrio, y la extracción -- del agua por destilación azeotrópica con benceno es usada comercialmente como un proceso para la producción de etóxido de sodio.

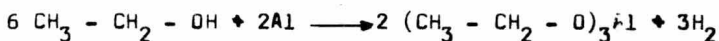
La reacción entre la amalgama de sodio y el alcohol -- etílico es otra fuente posible del etóxido de sodio.

El etóxido de sodio es un agente de condensación im---portante y un catalizador en síntesis orgánicas.

La hidrogenación simultánea de triglicéridos insaturados y la interesterificación con otros ésteres (tributirina ó étil butirato), se han llevado a cabo en presencia de catalizador hidrogenado de níquel y óxido de sodio.

El óxido de sodio también se ha usado para catalizar la alquilación del fluoreno con etanol.

El Óxido de Aluminio puede prepararse por varios procesos basados en la reacción del metal con el alcohol absoluto.

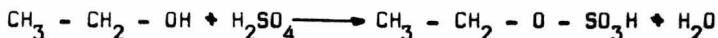


Limaduras de aluminio bien limpias, reaccionan a temperatura ambiente en presencia de cantidades catalíticas del cloruro mercúrico.

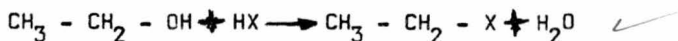
Aluminio metálico y alcohol etílico reaccionan sin catalizador en una autoclave a 120°C.

REACCIONES CON ACIDOS ORGANICOS

El Alcohol Etilico reacciona con los ácidos orgánicos para formar ésteres. Si los ácidos son oxigenados (HNO_3 , H_2SO_4), el ester tendrá una unión heteroatómica (C-O) y será fácilmente hidrolizado.



Los ácidos halogenados producen ésteres, pero de un tipo -- más estable ($\text{CH}_3 - \text{CH}_2 - \text{X}$) y generalmente no se clasifican como -- ésteres sino como haluros de alquilo.



El orden de reactividad es: $\text{HI} > \text{HBr} > \text{HCl}$.

Ambas reacciones están en equilibrio, y se ha hecho un estudio para forzarlas a la derecha.

Este estudio con los ácidos halogenados se ha centrado en el HCl debido a la posición económica del cloruro de etilo. Los -- usos más importantes del cloruro de etilo son para hacer Plomo-Te-- traetilo y Etil celulosa, en la Industria para acetilar y purificar hormonas.

Los procesos en la fase vapor usualmente consisten en pa-- sar alcohol y HCl sobre un catalizador a alta temperatura. (Gene-- ralmente $240-300^\circ\text{C}$., con carbón impregnado con H_3PO_4).

El cloruro de etilo se produce comercialmente por reac-- ción en fase líquida entre el alcohol etílico y el ácido clorhídri-- co en una solución al 45% ZnCl_2 A 145°C . Este es un proceso con-- tinuo con un rendimiento del 95-98% basado en el alcohol etílico;-- se han propuesto otros catalizadores, tales como el BiCl_3 .

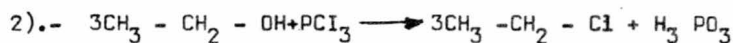
El bromuro de etilo se prepara fácilmente por reacción -- entre el alcohol etílico y el HBr generado por la acción del H_2SO_4 sobre el NaBr, se dice que la adición del (Cu°) cobre metálico in-- crementa el rendimiento del 57 al 80%, aparentemente el cobre pre-- viene la oxidación del ión bromuro a bromo.

El bromuro de etilo puede usarse para producir el reactivo de Grignard y varias aminas, incluyendo la mono y la dietilamina.

La reacción entre los haluros de ácidos inorgánicos - - - (PX_3 y $SOCl_2$) y el alcohol etílico, puede dar dos diferentes productos:

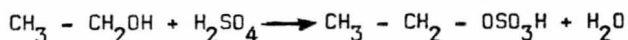
1).- El Etil-Ester del ácido

2).- El Haluro de Etilo.



En la reacción con el tricloruro de fósforo, el producto predominante es el trietilfosfito, pero con el tribromuro de fósforo (PBr_3) el producto predominante es el bromuro de etilo.

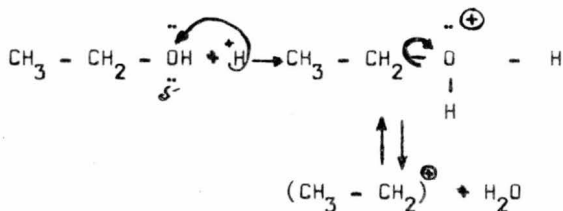
La reacción entre el H_2SO_4 y el alcohol etílico dará varios productos diferentes, dependiendo de la concentración del ácido, la temperatura y otras variables. La adición lenta del H_2SO_4 al alcohol etílico, produce bisulfato de etilo:



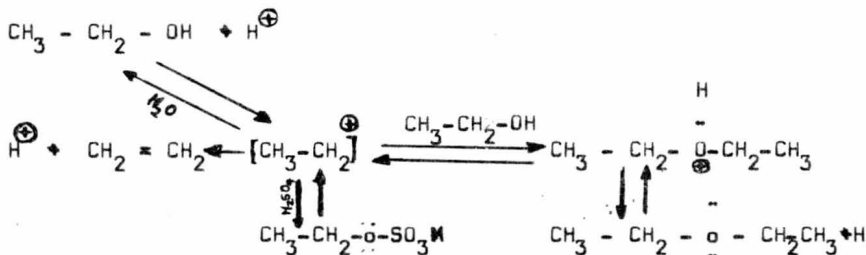
La destilación lenta de esta solución al vacío, de sulfato de dietilo, el cual es un poderoso agente etilante.

La deshidratación del alcohol etílico, catalizada con H_2SO_4 , puede dar etileno ó etil-eter, dependiendo de la temperatura de la mezcla de reacción.

La reacción inicial produce un ión carbonio:



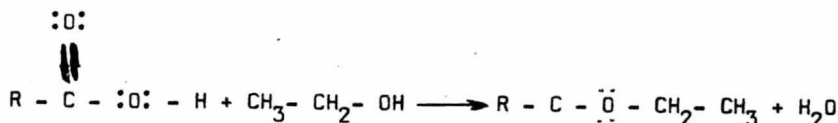
El ión carbonio puede reaccionar de cuatro maneras diferentes:



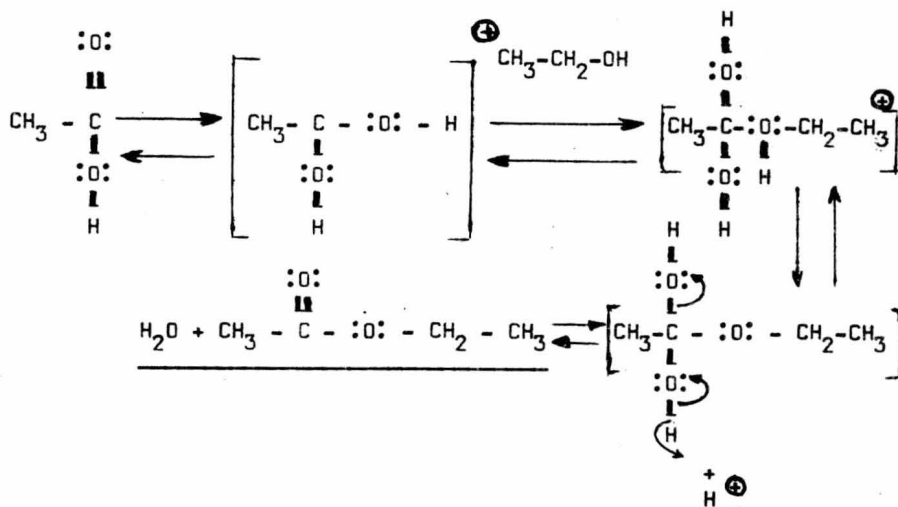
A altas temperaturas (150-160°C.) y un exceso de ácido - se favorece la formación del etileno y del bisulfato de etilo mientras que buenos rendimientos de etil-eter se obtienen con un exceso de alcohol etílico en un rango de temperatura de 127-140°C.

ESTERIFICACION DE ACIDOS CARBOXILICOS

Una de las reacciones químicas más útiles del alcohol etílico es su reacción con un ácido orgánico para formar un éster:



Esta es una reacción catalizada con un hidrógeno e involucra la siguiente secuencia de reacciones:

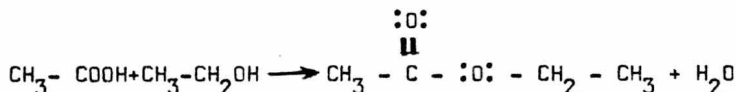


Unos cuantos ácidos orgánicos están suficientemente ionizados para autocatalizarse para su esterificación, pero usualmente se agregan cantidades catalíticas de un ácido fuerte (H_2SO_4).

La tecnología de la esterificación con alcohol etílico -- concierne principalmente con la extracción del agua producida por -- la reacción para cambiar el equilibrio a la derecha. Excelentes --

rendimientos de ésteres pueden obtenerse con una variedad de ácidos escogiendo los aparatos y las condiciones de reacción apropiadas.

La producción del acetato de etilo no representa solamente un proceso típico de esterificación, sino también la reacción de esterificación más importante del alcohol etílico.



La reacción alcanza el equilibrio con un 67% de conversión a acetato de etilo, cuando cantidades molares iguales de ácido acético y alcohol etílico se usan.

Para obtener un rendimiento más alto de ester, la reacción se fuerza a la derecha, usando un exceso de alcohol etílico y por la extracción del agua formada.

PROPIEDADES ORGANOLEPTICAS

El alcohol absoluto es un líquido claro, incoloro, volátil de sabor acre y olor particular o característico.

Arde con llama poco luminosa, es fácilmente inflamable; y no altera el color del papel tornasol.

REACCIONES DE ENSAYO DEL ALCOHOL ABSOLUTO

1.- Al mezclar alcohol absoluto con agua, no se debe formar nebulosidad ni precipitado alguno.

2.- Al agregar cinco gotas de solución de nitrato de - -

plata a 10 ml. de alcohol absoluto, éste no debe enturbiarse ni colorearse ni aún en caliente.

3.- Mezclando 10 ml. de alcohol con 0.2 ml. de potasa -- (KOH) evaporando hasta 1 ml. la mezcla, no debe dar el olor fuerte y persistente del fusel, después de haber saturado con ácido sulfúrico (H_2SO_4) diluido.

4.- Cinco ml. de ácido sulfúrico, cubiertos por completo con una capa de cinco ml. de alcohol absoluto; no deben dar lugar a la formación de una Zona rosada en la superficie de contacto, -- aún y cuando transcurra algún tiempo.

5.- El color rojo de una mezcla de 10 ml. de alcohol absoluto y 1 ml. de solución de permanganto de potasio, no debe pasar a amarillo antes de 20 minutos.

6.- El alcohol absoluto no debe colorearse al agregarle ácido sulfhídrico (H_2S) disuelto o amoniaco (NH_3) diluido en agua.

7.- Cinco ml. de alcohol absoluto no debe dejar residuo-medible (ponderable), al evaporarlos en baño María.

8.- A 10 ml. de alcohol absoluto y 1 ml. de solución de aldehido salicilico (0.8%) se añaden lentamente (10-25 segs.) 20 ml. de H_2SO_4 cone., agitando, sin enfriar, observando el color 20 minutos después de la adición de los reactivos según la siguiente clasificación:

Grado No. 1	Amarillo limón	(libre de aceite de fusel)
Grado No. 2	Amarillo limón	Ligeramente oscuro.

- Grado No. 3 Café o pardo
- Grado No. 4 Oscuro rojizo
- Grado No. 5 Rojo

NOTA: El alcohol libre de aceite de fussel, permanecerá -- amarillo por horas.

ABSORCION DE AGUA POR EL ALCOHOL ABSOLUTO

En el año de 1936, mediante observaciones hechas para la U. S. P. Absolute Ethil Alcohol, por la U.S. Industrial Alcohol, Co., en su planta ubicada en Baltimores (U. S. A.), un lugar de clima muy húmedo, se demostró que la absorción de humedad del aire por el alcohol absoluto, no es mayor que la del alcohol de 95° G.L.

Durante las determinaciones que fueron hechas con picnómetro, no se usaron ventilas con agentes químicos secadores. A continuación enlistamos los resultados de dichas determinaciones:

<u>FECHA</u>	<u>VOLUMEN (LTS)</u>	<u>°GAY-LUSSAC</u>
15-IV---35	12,112	99.89
15-V----35	11,355	99.90
15-VI---35	11,355	99.87
15-VII--35	11,355	99.875
15-VIII-35	10,598	99.88
15-IX---35	10,598	99.925
15-X----35	10,598	99.90
15-XI---35	10,598	99.89

TOXICIDAD DEL ALCOHOL ETILICO

Depresiona las funciones del sistema nervioso central, por su acción sobre el cerebro.

RIESGOS POR INHALACION

Los riesgos tóxicos de la exposición a los vapores del alcohol etílico, son bajos, debido a que no pueden alcanzar las -- concentraciones de los mismos, niveles anestésicos sin que el olor y la irritación sensorial lleguen a ser intolerables.

El olor mínimo se reportó como 350 ppm., 0.658 mg. - - - C_2H_5OH (vapor)/L. aire. La repetida ó prolongada exposición a concentraciones bajas de vapor de alcohol etílico en el aire, aparentemente no tienen ningún efecto tóxico crónico sobre el hombre.

La concentración máxima permisible es de 1,000 ppm. y se ha establecido para una exposición de ocho horas al día.

CONCENTRACION DEL ALCOHOL ETILICO Y SUS EFECTOS SOBRE EL HOMBRE.

C O N C E N T R A C I O N .

(mg. CH_3-CH_2OH (vapor))

L. Aire

10-20

EFECTOS EN EL HOMBRE.

Tos pasajera y esco--
zor de nariz y ojos;

Síntomas que desapare
cen de cinco a diez -
minutos, después de -
cambiar de ambiente,-
malestares tolerables.

C O N C E N T R A C I O N

E F E C T O S E N E L H O M B R E

30	Tos marcada, lagrimeo continuo, malestares - poco tolerables.
40	Apenas tolerable por - períodos cortos.
Más de 40	Intolerable y sofocante, aún por períodos - cortos.

Los síntomas de intoxicación ó embriaguez, generalmente no se presentan, a menos que las concentraciones excedan de 15 mg/Lt. y solamente después de varias horas de exposición.

Concentraciones de 9.5 a 21 Mg./l, provocan tos pasajera e irritación de ojos y nariz; misma que es tolerable y desaparece de 5 a 10 minutos después de cambiar de ambiente.

Cuando las concentraciones son de 30 mg.(C₂H₅OH)Vapor/L. hay lagrimeo y tos continuos. Altos niveles de concentración --- son tolerables solamente por períodos cortos, una concentración - de 39.5 mg. (C₂H₅OH)Vapor/l., es inmediatamente intolerable y sofocante.

RIESGOS POR INGESTION

La ingestión del alcohol etílico a una velocidad de --- 29.5 ml. de 50° G.L., por hora, resulta en un incremento en el ni

vel de alcohol en la sangre, incoordinación y embriaguez.

A niveles muy altos de ingestión, estos efectos pueden ser seguidos por el coma y la muerte por fallas cardíacas y respiratorias.

Los niveles de alcohol en la sangre de 550 mg./l, usualmente son fatales para el hombre, si no hay tratamiento rápido. Este nivel podría alcanzarse bebiendo una sola dosis de 3 gramos de alcohol por kilogramo de peso ó aproximadamente 0.473 L., de Whisky de 50° G.L., tomados de una sola vez. El nivel universalmente aceptado en la sangre, al cual es inseguro operar un vehículo de motor es de 50 mg./100 ml.

Se han reportado fallecimientos a niveles de 350 mg./100 ml. No es el caso entender los efectos sistemáticos de una ingestión excesiva por mucho tiempo de alcohol; sin embargo la incidencia de cirrosis hepática observada en personas alcohólicas, es seis veces más alta que en las no-alcohólicas.

RIESGOS POR CONTACTO POR LA PIEL

El alcohol etílico no se absorbe en forma significativa por la piel; el contacto diario y continuo con el alcohol etílico, puede secar la piel y extraer la grasa de la misma, haciéndola susceptible a la dermatitis. El alcohol irrita los ojos en forma de vapor y en forma líquida.

P R E C A U C I O N E S

Las concentraciones atmosféricas de vapores de alcohol-
etílico podrían mantenerse abajo de $1.88 \frac{\text{mg}(\text{C}_2\text{H}_5\text{OH})}{\text{L. de Aire}}$ para exposi--
ciones diarias de ocho horas.

Proteger los ojos de salpicaduras y rociaduras; y evi--
tar el contacto excesivo con la piel; la presencia de desnaturali-
zantes en el alcohol industrial lo hace inservible para el consu-
mo humano.

PRIMEROS AUXILIOS

Sacar a la persona afectada del área contaminada, darle
respiración artificial y oxígeno si su respiración es irregular,-
o no hay; lavar los ojos con agua y llamar al médico, si la expo-
sición es tan severa, que cause la inconciencia.

USOS PRINCIPALES

Son numerosísimas las aplicaciones que en la actualidad
tiene el alcohol etílico absoluto. En una gran cantidad de indus-
trias se han perfeccionado varios métodos para sustituir el alco-
hol ordinario, a fin de poder eliminar al agua, considerada como-
impureza.

En algunos países debido a la falta de petróleo y en otros, a la sobreproducción de productos agrícolas que contienen almidón o sacarosa, se experimentó con el alcohol para obtener un carburante que sustituyera a la gasolina; encontrando que el alcohol etílico absoluto es soluble en todas proporciones con la gasolina, propiedad que le da ventaja sobre el alcohol ordinario.

Veamos algunas propiedades y constantes físicas de ambos compuestos:

TABLA I

	ALCOHOL	
	<u>ABSOLUTO:</u>	<u>GASOLINA:</u>
Gravedad específica a 15° C: - - (g/ml.).....	0.7280	0.719
Calor latente de evaporación - - (Cal).....	204.3	73.0
Poder Calorífico sin tomar en -- cuenta el calor de evaporación - (Cal) por Kilogramo.....	6,520 calorías	10,420
Por litro.....	5,120 "	7,500
Relación de Peso de combustible- y de aire.....	8.95	14.9
Consumo específico mínimo por -- C.V./M:		
(Relación de compresión: 5).....	301 g	199 g
(Máxima " " " permisible).	242 g	197 g
Temperatura de autoignición por- compresión adiabática:.....	514°C	360°C

De donde podemos ver que el poder calorífico del alcohol etílico es notablemente menor que el de la gasolina, sin embargo, al mezclarlos los resultados prácticos que se obtienen, son muy - satisfactorios.

En la siguiente tabla (núm. 2) vemos las características del alcohol deshidratado que se adiciona a los carburantes de - - aviación Carácter General: limpio, incoloro, exento de materia se ca y compuestos sulfurados.

TABLA II

Grado Gay-lussac: no inferior a 99.7

Acidez orgánica : no superior a $\frac{3 \text{ mg}}{100 \text{ cm}^3}$ de alcohol, expresados co mo ácido acético.

Eteres: no superior a $\frac{20 \text{ mg}}{100 \text{ cm}^3}$ de alcohol, expresados co mo acetato de etilo.

Grado de pureza: Empleará no menos de 20 minutos, en el ensayo - de coloración del KMnO_4 .

Mezclado a volúmenes iguales con H_2SO_4 CONC y -- llevando la mezcla durante 10 minutos, a 120°C . no debe oscurecerse sensiblemente.

Furfurol y aldehidos; exento

A continuación vemos la composición de carburantes a ba se de alcohol absoluto usados en algunos países:

TABLA III

<u>PAIS</u>	<u>NOMBRE</u>	<u>GASOLINA</u>	<u>ALCOHOL ABS.</u>	<u>OBSERVACIONES</u>
Alemania	Monopolín	75-80	25 - 20	-----
Australia	Shell-Kol	85	15	-----
Austria	Dynamon	80	20	-----
Bélgica	-----	85	15	-----
Brasil	-----	90	10	-----
Bulgaria	-----	75-70	25 - 30	-----
Cuba	Mofuco	67	33	4 % Benzol
Chile	-----	94	6	-----
Dinamarca	-----	75	25	-----
Ecuador	-----	80	20	-----
E.U.A.	-----	83-88	17 - 12	-----
Estonia	-----	75	25	-----
Francia	-----	90-75	10 - 25	-----
Filipinas	Gasanol	70	30	-----
Inglate- rra	Cleveland- Discol	87.5-82.5	12.5-17.5	-----
Hungría	Metalkol	80	20	-----
Italia	Shell-Dynamin	88.80	12.20	-----
Japón	-----	90	10	-----
Letonia	Latol	80-75	20 - 25	-----
Lituania	Motorin	75	25	-----
Panamá	-----	80	20	-----
Polonia	-----	85-70	15 - 30	-----
Suecia	Latt Bently	75	25	-----
Yugoesla- via	-----	80	20	-----

Las ventajas que presenta el alcohol sobre la gasolina -
son varias entre ellas tenemos:

1.- El alcohol absoluto soporta compresiones mucho mayores que la gasolina, sin dar lugar a la mezcla detonante, por lo cual aumenta el octanaje de la segunda al mezclarse.

2.- El volumen de aire necesario para la combustión total del alcohol es mucho menor que el de los hidrocarburos, gastando por lo tanto menos calorías en calentar el aire de combustión.

3.- El valor elevado del calor de evaporación reduce -- pérdidas por conducción de los gases de escape, ya que una parte - de calor de las paredes es absorbido por la evaporación y la combustión tiende a ser isotérmica.

Los experimentos demostraron que en una mezcla de 50% -- de alcohol y 50% de gasolina, las 2,560 calorías contenidas en medio litro de alcohol, son equivalentes a los 3,750 calorías de 1/2 litro de gasolina.

La principal desventaja atribuida a las mezclas de alcohol y gasolina, es la naturaleza solvente del primero, que debería diluir el aceite de los motores alterando sus propiedades lubricantes, demostrándose que esta dilución, depende principalmente de -- la proporción de destilados pesados en la gasolina, disminuyendo éstos por la presencia del alcohol, resulta que la gasolina mezclada diluye menos el aceite que la gasolina pura.

Otra ventaja del uso del alcohol con la gasolina, es la menor tendencia al depósito de carbón en los motores, debido a la mayor temperatura de combustión.

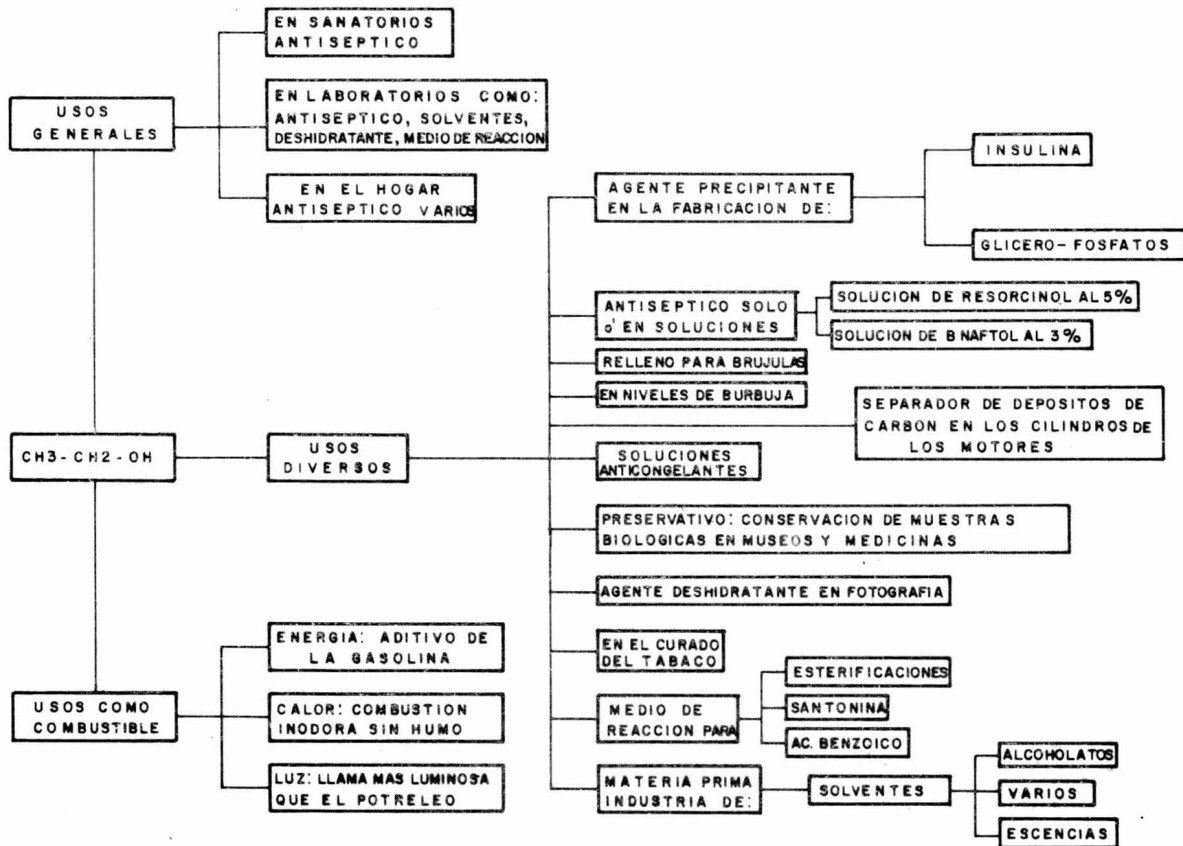
En varios países existe legislación para adicionarlo a -

la gasolina, siendo la variación del 10 al 60%.

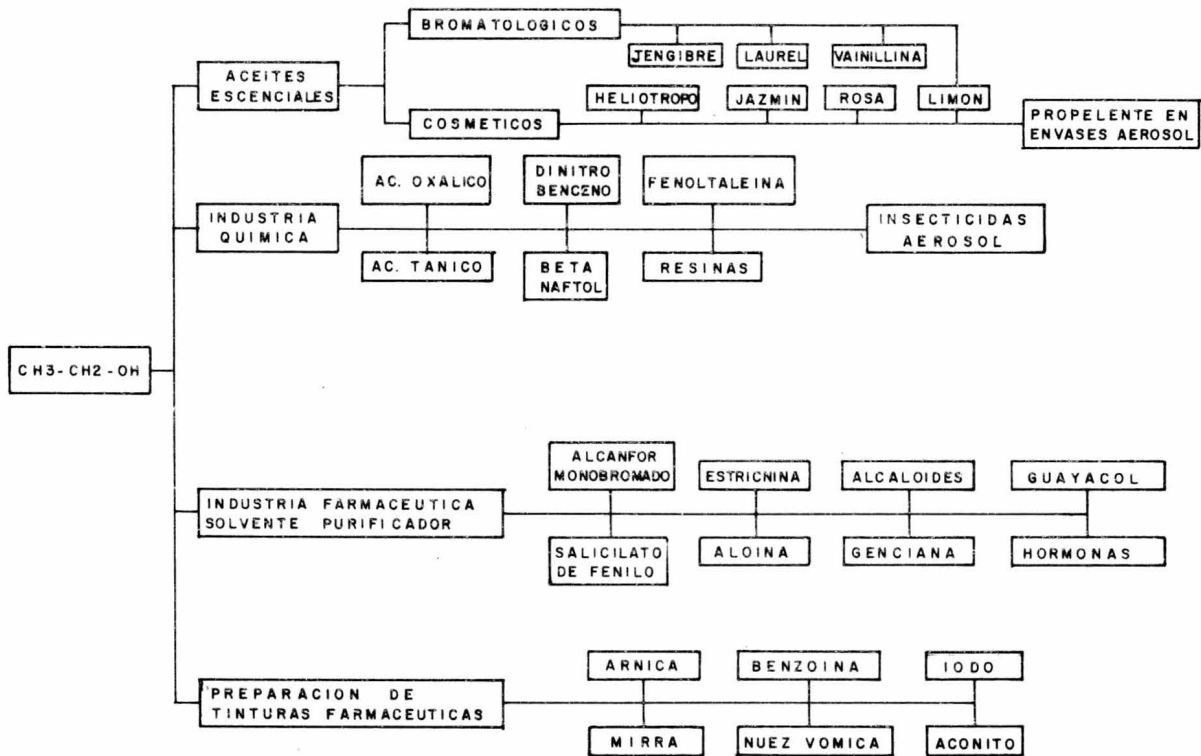
Grandes cantidades se usan en la deshidratación de la nitrocelulosa; como solvente en: superficies de recubrimiento, -- cosméticos, aerosoles, farmacéuticos, plásticos, explosivos; en -- purificaciones por cristalización, como agente de extracción y -- puede usarse como soporte o vehículo para una gran variedad de -- materiales.

Trataremos de representar esquemáticamente las aplica-- ciones y usos del alcohol etílico, ya que resultaría interminable enlistarlos.

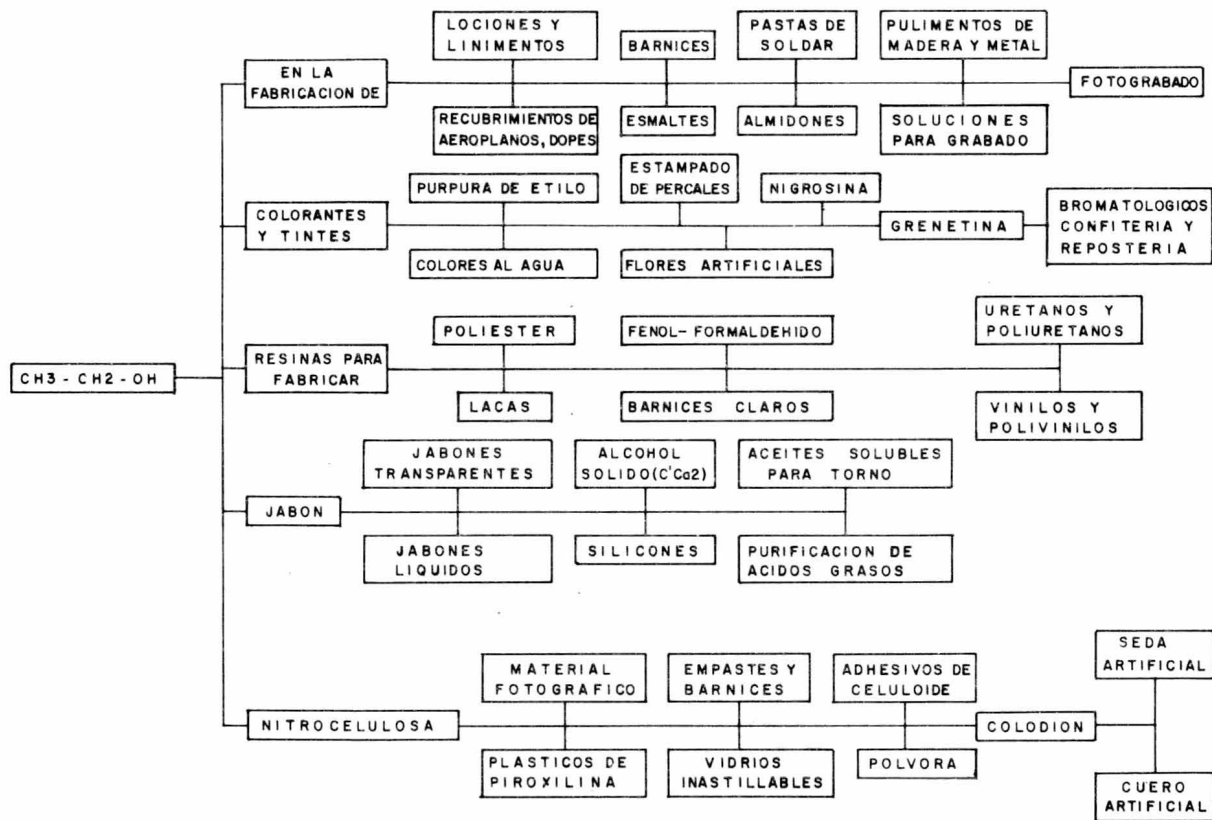
GENERALIDADES DE LOS USOS DEL ALCOHOL



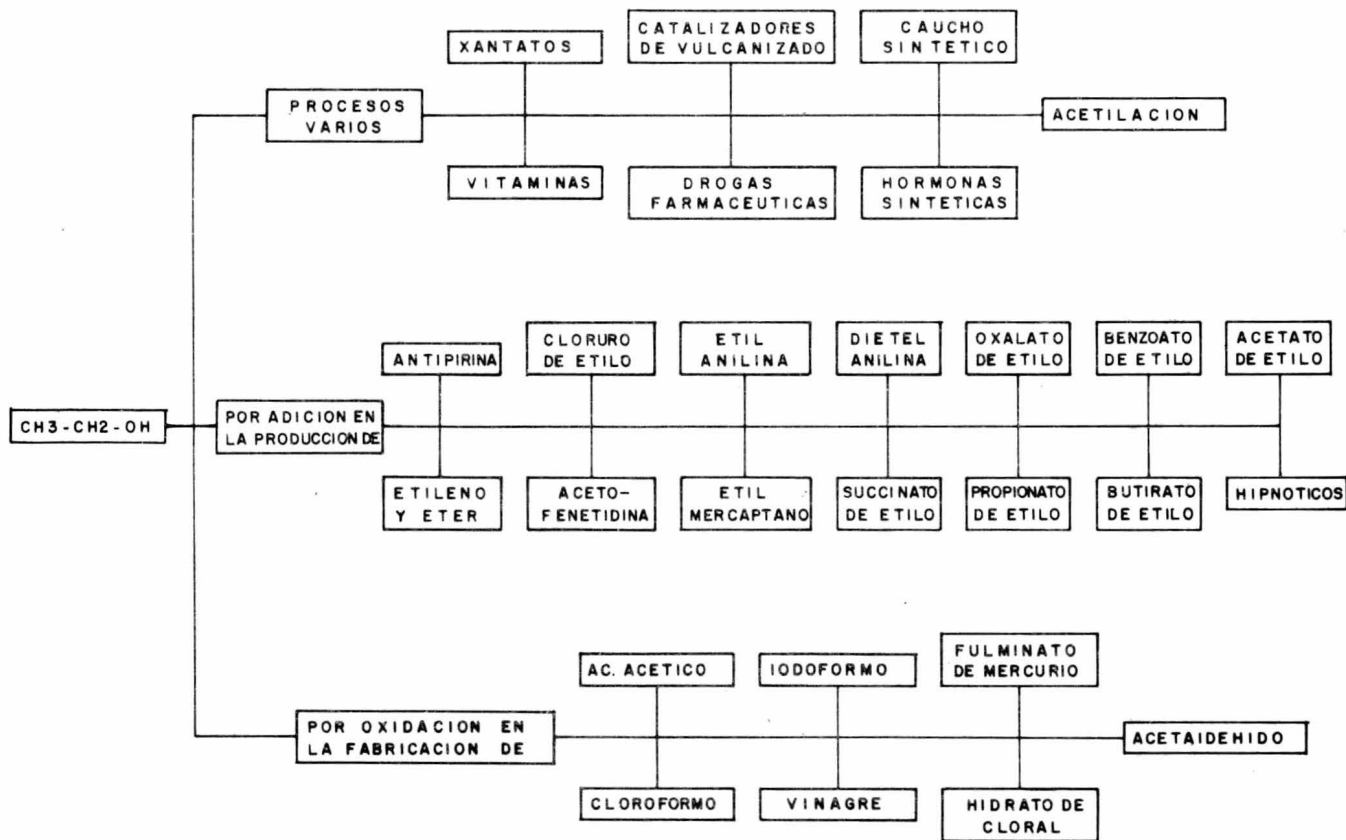
USOS COMO DISOLVENTE EN INDUSTRIAS QUE LO INCLUYEN EN SUS PRODUCTOS COMO MEDIO INOCUO



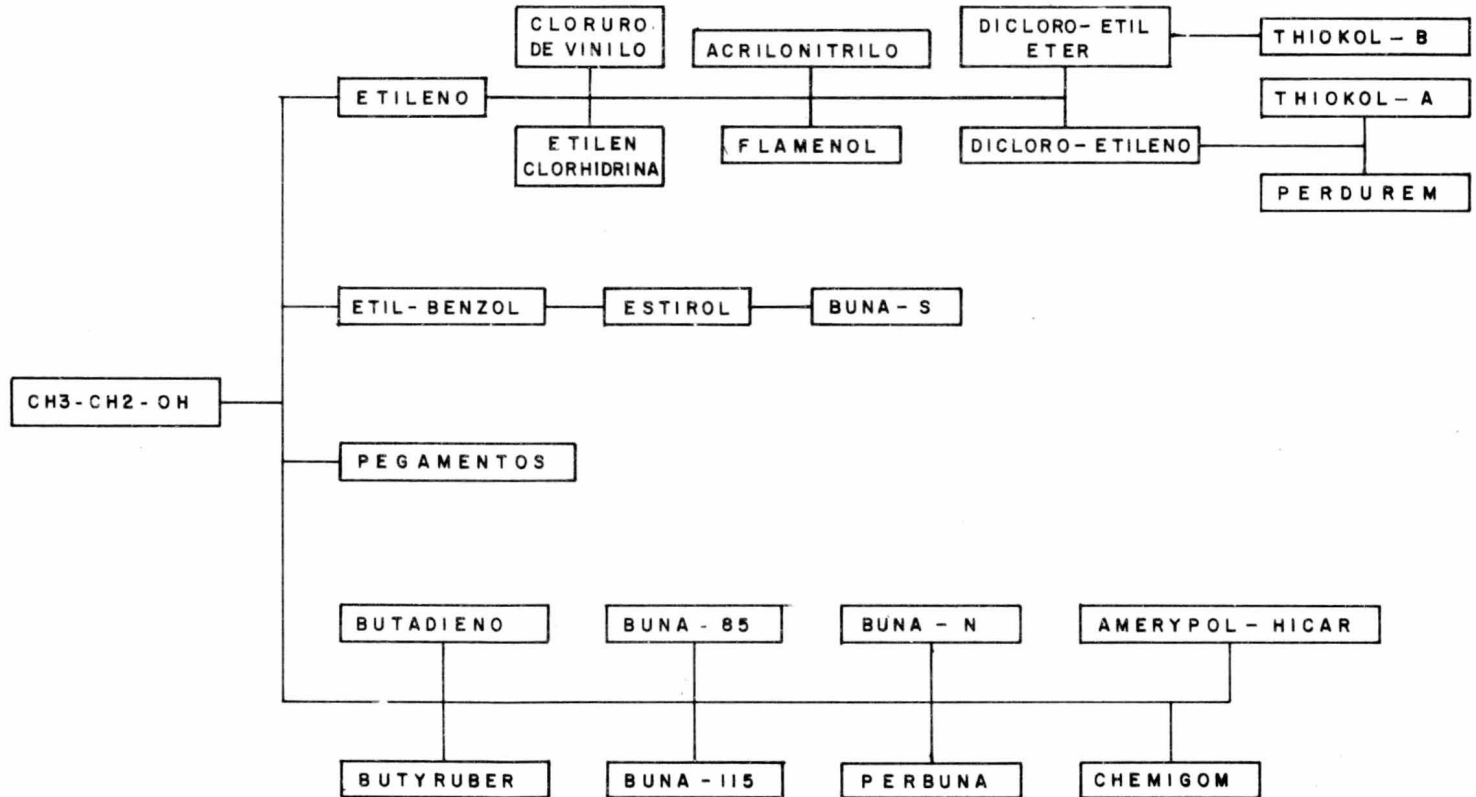
INDUSTRIAS QUE LO USAN COMO DISOLVENTE Y POSTERIORMENTE ES ELIMINADO



MATERIA PRIMA EN LA INDUSTRIA QUIMICA



MATERIA PRIMA PARA CAUCHOS SINTETICOS



C A P I T U L O I I .

1.- GENERALIDADES DE LOS PROCESOS DE OBTENCION.

a.- METODOS DE CONTACTO.

b.- METODOS AZEOTROPICOS.

GENERALIDADES DE LOS PROCESOS DE OBTENCION.

El alcohol absoluto no puede obtenerse por la simple destilación de soluciones alcohólicas, debido a la existencia de una mezcla azeotrópica, siendo el francés Le-Bel, quien por primera vez en 1789 notó la existencia de esta mezcla de punto de ebullición 78.15°C , la cual contiene 95.57% en peso de alcohol (97.25% en volumen; 89.43% en mol), y 4.43% en peso de agua, arriba del cual no se puede pasar con los aparatos de destilación habituales.

Para eliminar esta dificultad, y obtener el alcohol absoluto, existe una gran variedad de métodos, los cuales clasificaremos para su estudio en dos grandes grupos:

- 1.- Procesos basados en la acción de sustancias capaces de absorber el agua, tratando ya sea el líquido o los vapores alcohólicos.
- 2.- Aquellos que usando sustancias, compuestos, o algún procedimiento, logran desplazar ó mejor aún, suprimir el punto azeotrópico obteniéndose en éste último caso el alcohol deshidratado como producto de cola.

A continuación veremos los principales métodos de la clasificación anterior, principiando con los del primer grupo:

PROCESO LORINETTE.- En 1921, Loriette consiguió preparar una cierta cantidad de alcohol casi anhidro, haciendo pasar repetidamente el alcohol a través de una capa de carbonato de potasio, el cual puede usarse nuevamente desecándolo en un horno a 138°C . - este método no tuvo mayor aplicación industrial.

PROCESO MARTINE-LEGRAND.- Este proceso se caracteriza más que nada por el dispositivo que se emplea en su aplicación, ya que puede usarse cualquier sustancia deshidratante, el dispositivo consiste en una especie de macerador en el que se disemina la cantidad de sustancia necesaria; los maceradores son cilíndricos y cuentan con una coraza por la que circula vapor, a modo de conseguir un calentamiento uniforme de la masa líquida contenida en su interior.

METODO MERCK.-(Deshidratación del alcohol con cal viva).- Se usa en un gran número de fábricas de alcohol procedente de lejjas sulfíticas, a una presión de 4 a 5 Atm. el alcohol a deshidratar de un 95% en peso, que puede ser alcohol rectificado ó flemase almacena en (2), usando la bomba (1); de donde pasa a la autoclave (3) de deshidratación; la cual consta de agitación.

Entre la autoclave y el lavador (5), se encuentra un colector de polvos (4), que desempeña al mismo tiempo el papel de cupula en el proceso de destilación.

El lavador (5) está provisto de un dispositivo de calentamiento, y se carga con alcohol absoluto. El condensador (6) enfría y condensa los vapores de alcohol absoluto desprovistos de partículas de cal. El alcohol una vez deshidratado pasa de la probeta de regulación al almacén.

La autoclave (3) está unida al refrigerante (7) por una válvula y éste al depósito de vacío (8). Entre el depósito de vacío y la bomba (12), se encuentra una columna de lavado (10), alimentada por el depósito de agua (9), para recuperar el alcohol contenido en el aire aspirado. Este alcohol acuoso, pasa al depósito (11), de donde se lleva a una columna cualquiera de rectificación.

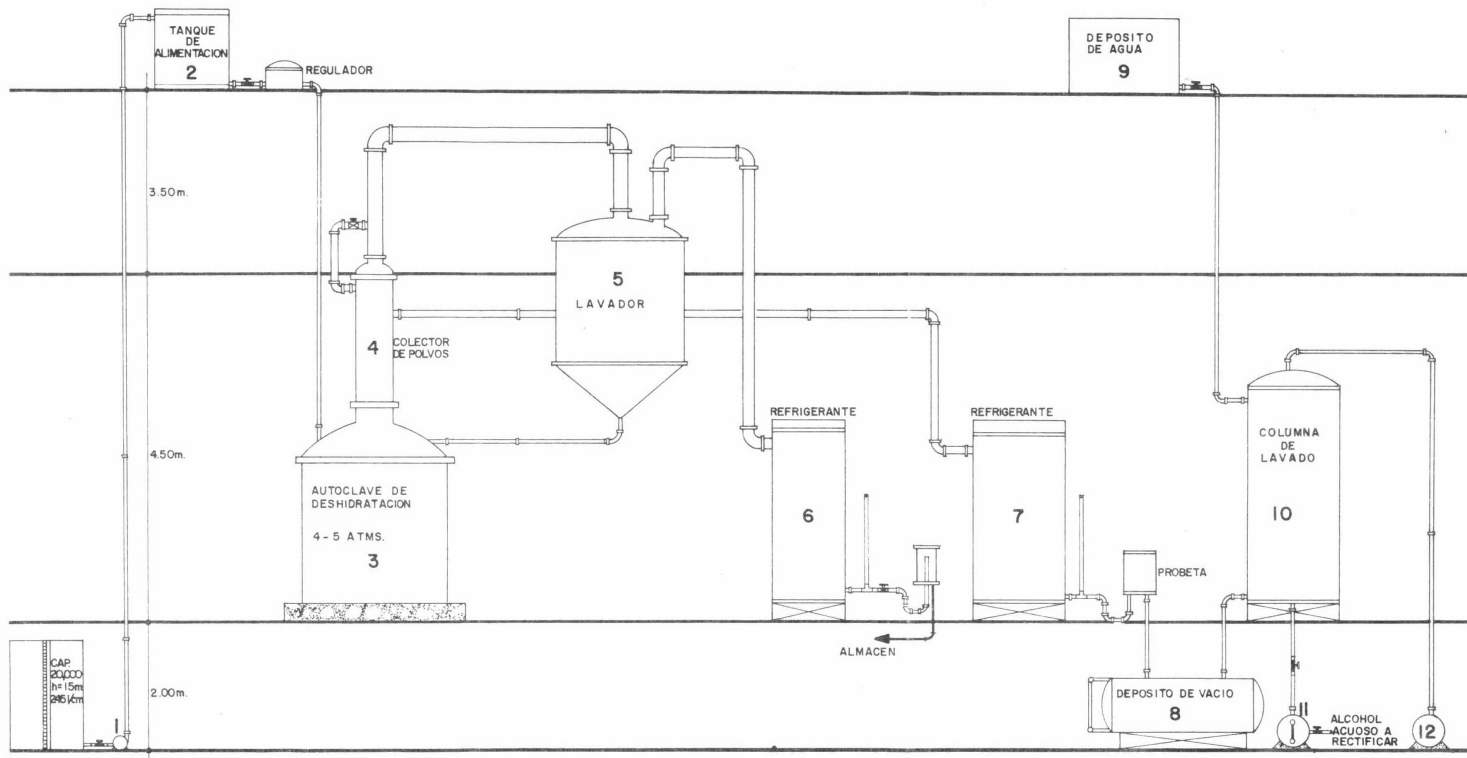
La cal viva debe ser cuando menos del 90% y no debe absorber agua ni CO_2 , se usa en forma de polvo.

Durante el proceso, la autoclave se mantiene a una presión de 4 a 5 Atm. ó sea, 125 - 130°C., hasta que se produzca una depresión debido a que no existen los vapores suficientes para mantenerla; en este momento un 95% de alcohol se ha deshidratado; y para recuperar el resto, hay que hacer vacío en la autoclave, cerrando la válvula de retención y abriendo la existente entre (4) y (7); se consumen 25 Kg. de cal 90% por hectólitro de alcohol absoluto.

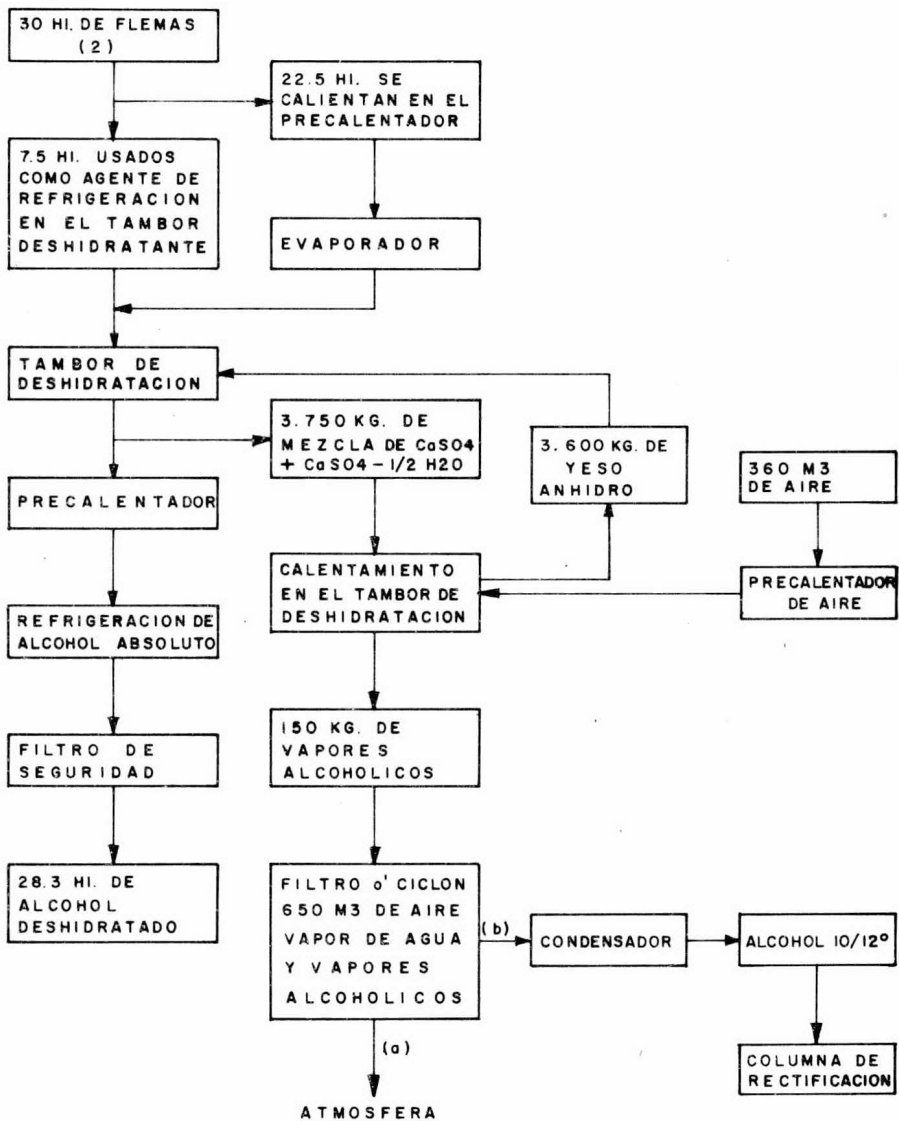
En las destilerías de lejías sulfíticas, se abate el costo porque usan la cal hidratada para la neutralización de las lejías ácidas. Una ventaja, es que las impurezas de las flemas, tales como: acetaldehidos, metanol, aceites de fusel, etc., no perjudican el proceso, ya que el acetaldehido y los ácidos libres de las flemas, se destruyen o saturan con la cal.

PROCESO DE LA I.G. FARBEN-INDUSTRIE A.G. - Es un proceso continuo que se basa en el uso del sulfato de calcio (Yeso, CaSO_4) sobre los vapores alcohólicos; una vez hidratado el yeso, puede regenerarse por calentamiento a 175 - 185°C., a contracorriente con aire caliente.

METODO MERCK DE DESHIDRATACION DE ALCOHOL POR MEDIO DE CAL VIVA



ESQUEMA DEL PROCESO DE LA I.G. FABER-INDUSTRIE A.G.



DESCRIPCION DEL PROCESO.- El alcohol a tratar, se bombea al depósito (2) de donde pasa al precalentador (3), pasando por la tubería (a) al evaporador (4) los vapores alcohólicos de este evaporador, pasan por la tubería (b), al tambor de deshidratación (5) en el cual, y mediante un agitador, se ponen en contacto con el -- yeso anhidro que circula a contracorriente. El yeso anhidro llega al tambor de deshidratación del alcohol, conducido por el tornillo de Arquímedes (c).

Los vapores de alcohol absoluto producido, a 90 - 100°C, pasan al filtro de polvo (6), llegan al precalentador (3) para calentar la alimentación y bajar su temperatura, para finalmente llegar al refrigerante (7) y de ahí, al filtro de seguridad (8), luego a la probeta de muestreo y posteriormente al almacén.

Si se trabaja con alcohol de una graduación menor de los 95°G.L., el calentamiento es considerable, entonces se lleva por - (d) un reflujo de alcohol absoluto sobre el tambor de deshidratación (5).

El sulfato hidratado cae por (f) a una hélice (g) que lo lleva al tambor de secado (9); este tambor se calienta con una doble coraza con los vapores de un líquido orgánico producidos en el evaporador (10); el exceso se condensa en (11) y el líquido vuelve al evaporador.

Por otra parte, una corriente de aire producida por el ventilador (12), pasa por el radiador de aletas (13), calentando - con vapor antes de ser inyectado en el tambor (9). Este aire caliente se satura de agua, y antes de salir a la atmósfera pasa al ciclón (14), para quitarle el polvo de cal que arrastre.

Para alcanzar la temperatura necesaria (190°C) en los vapores del calentador (10) del líquido orgánico, ó sea 13 Kgs. de presión de vapor, se puede lograr con calentamiento directo.

Para alcohol de 95°C.L., el consumo y rendimiento por litro son: Calor necesario 53 Kg. (incluyendo 13 para regenerar el yeso).

Electricidad:	1 Kw/h
Aire:	12 m ³
Pérdida de yeso:	1.2 Kgs.
Pérdida de alcohol:	0.5 Kgs.

Esta pérdida de alcohol, puede reducirse condensando los vapores (aire caliente saturado), que salen del tambor de secado (9) y son eliminados a la atmósfera. Siendo la reducción del 60 al 80%, obteniéndose un alcohol de 10 - 12°C.L., que va a una columna de concentración.

Cuando en lugar de alcohol rectificado, se tratan flemas que aún contienen los productos de cabeza y cola, éstas impurezas pesadas, tales como los aceites de fússel, son retenidas parcialmente por el yeso, perdiendo así su actividad paulatinamente, por lo que hay que agregar en forma periódica, o mejor aún, continuamente yeso nuevo, no siendo mayor de 1.5 Kg/hectólitro de alcohol absoluto de 99.8° por cien en peso, producido.

Este procedimiento se aplica a flemas del 90% en peso ó del 94%, pero es necesario efectuar una depuración por fracciona-

miento de vapores deshidratados en una columna intermedia.

Este proceso es uno de los más económicos, ya que su consumo de energía y vapor son los únicos controlantes, puesto que el gasto de yeso es mínimo. Si la alimentación del aparato se realiza con vapores alcohólicos procedentes de la columna rectificadora, el gasto de vapor se reduce en un 50%.

PROCEDIMIENTO HIAG.

Se basa en la propiedad de ciertos acetatos anhidros de fijar el agua contenida en un alcohol hidratado; la graduación mínima debe ser de 95°G.L.

Se usa una mezcla del 30% de acetato de sodio ($\text{CH}_3\text{-COO.Na}$) y 70% de acetato de potasio ($\text{CH}_3\text{-COO.K}$), éstos son solubles en agua y en alcohol, y por su punto de fusión bajo es posible tenerlos en estado líquido. El consumo es mínimo, ya que es posible regenerar la mezcla para un proceso continuo.

DESCRIPCION DEL APARATO.- (1) depósito de alcohol a deshidratar, alimentado directamente de la columna rectificadora, donde pasa al tanque regulador de flujo (2), al cambiador de calor (3), el cual utiliza el condensado del vapor usado en la caldera de deshidratación y fusión de las sales. De donde pasa a la caldera (4), para evaporarse en el evaporador (4a).

Los vapores ascienden por la columna (5) (empacada con anillos de Rashig de Gres), a contracorriente con las sales que -- descienden, deshidratando de este modo el alcohol.

La deshidratación es racional y progresiva; ya que en el tope de la columna, los vapores de alcohol deshidratado se ponen en contacto a contracorriente con sales anhidras, de aquí pasan -- los vapores alcohólicos a un refrigerante (6), donde se condensan, de ahí a la probeta (7) de regulación del flujo, el exceso se recircula por la botella (8), al mezclador (12) donde se mezcla con las sales deshidratadas provenientes de la cuba (11).

De donde pasa a la columna de deshidratación (5), la mezcla hidratada de sales llega a la caldera (4), de donde es extraí-

da por medio de un sifón y llevada a una columna de agotamiento -- (8), para recuperar el alcohol contenido en la mezcla; el alcohol-recuperado se condensa en el cambiador de calor (15), y se recircu la a la caldera (4).

Las sales de la columna de agotamiento se bombean a la - cuba de deshidratación (11), en donde se calienta a 300°C., para - evaporar el agua y fundirlas; éstas se mezclan con la recircula- ción del condensador (6).

CIRCUITO DE VAPOR.- El vapor de agua recalentado usado - en la calefacción de la cuba de deshidratación (11), se usa en el- evaporador (4a), en el serpentín de la columna de agotamiento (8)- y en la bomba que lleva las sales a la cuba de deshidratación (11)

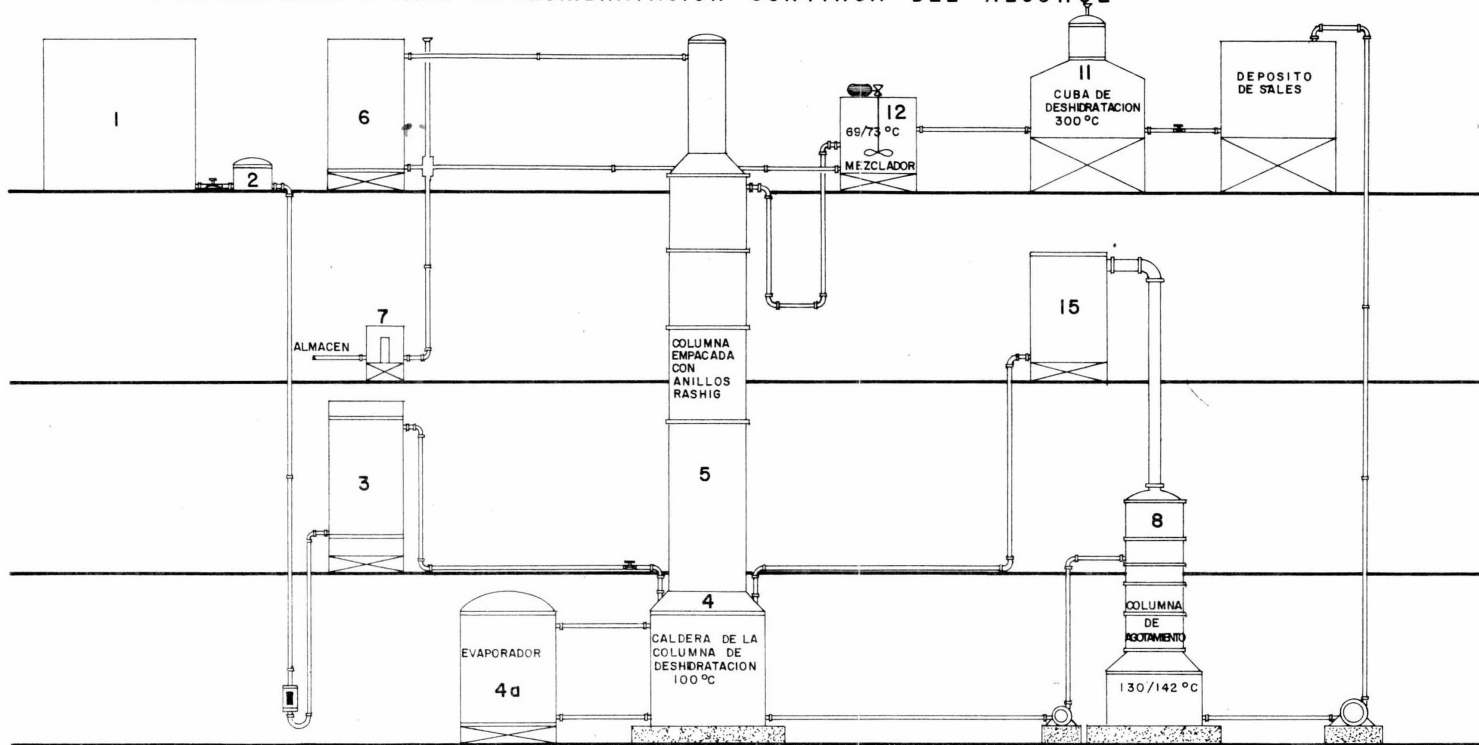
Consumos por hectólitro de alcohol absoluto producido:

VAPOR:	65 Kg de vapor recalentado a 300°C
AGUA: a 15°C:	1,200 litros
ENERGIA ELECTRICA:	0.3 Kw/h
SALES:	pocas por regenerarse en el proce- so.
PERDIDAS DE ALCOHOL:	0.1%
TEMPERATURAS ADECUADAS PARA EL PROCESO:	

VAPOR RECALENTADO:	330°C.
CALDERA DE REGENERACION DE SALES:	280 - 320°C.
CALDERA DE MEZCLA:	69 - 73°C.
CALDERA DE DESHIDRATACION:	100°C.
CALDERA DE AGOTAMIENTO:	130 - 142°C.

Las principales ventajas de este proceso son su simplicidad para controlarlo, no se usan productos volátiles ni inflamables aparte del alcohol; no origina desprendimientos gaseosos perjudiciales; no corroe las instalaciones.

PROCEDIMIENTO HIAG DE DESHIDRATACION CONTINUA DEL ALCOHOL



PROCEDIMIENTO MARILLER.

Se basa en las propiedades de la glicerina y de las soluciones glicéricas de absorber el agua y poder regenerarse sin tratamiento químico; la primera nos dá una pureza máxima de 99.2° G.L., en cambio con las segundas puede obtenerse un alcohol de -- 99.9 - 100°G.L.

La solución que se usa es de 10 Kg. de carbonato de potasio (K_2CO_3), por cada 100 Kg. de glicerina, este carbonato debe estar exento de sulfato para evitar la producción de Acroleína -- ($CH_2=CH-CHO$ propenal ó aldehído acrílico), y alteraciones de la sal; también los vapores alcohólicos no deben ser ácidos.

DIAGRAMA DE FLUJO.- El mosto pasa al calentavinos - - (C-V), al cambiador de calor (3), para entrar a la columna destrozadora (D-D₁), (la cual consta de una zona de concentración D₁ y otra de agotamiento D, funciona igual que una columna rectificadora).

Las cabezas de D₁, se condensan en C y C₁, de donde se mandan a los tanques de almacenamiento por la probeta P₁ - - - (3-5% de P₂); es fundamental esta columna para la obtención del alcohol deshidratado puro, debido a la acidez que puede dañar el carbonato de potasio.

La columna de destilación D₂ agota el mosto, y los vapores de las flemas pasan a la columna rectificadora RR₁, la cual tiene aislados los quince platos superiores de los inferiores; el paso se hace por el calentavinos (C-V) una parte del condensado-

forma la retrogradación necesaria y el exceso pasa a la base de la columna en la zona de concentración. La condensación que el calentavinos (C-V) produce sobre los platos de la columna R_1 hace que los vapores alcancen una concentración de 94-95°C.L.

Las flemas que quedan en la zona de agotamiento se eliminan con un sifón. El calentamiento de esta columna se efectúa por medio de vapor de baja presión.

De la columna rectificadora se extraen los aceites altos y bajos los cuales se mandan a lavado en un lavador-emulsificador, se decantan y extraen las aguas de lavado de dicho aparato (que no figura en el esquema), de aproximadamente 10-12°C.L., se regresan al séptimo plato de la columna destrozadora o la rectificadora; la neutralización de los vapores alcohólicos que pasan de la columna RR_1 a la (C), se asegura con un depósito de sosa cáustica, el cual con un dispositivo introduce cargas de la misma para neutralizar.

En la parte superior de la columna (C), hacia el tercero o cuarto plato, llega la mezcla deshidratante del depósito (B), a una temperatura de 100-150°C., con lo que los vapores alcohólicos pasan de 95°C.L. a 99.8-99.9°C.L. y pasan al condensador (E) el cual refluja hacia los dos últimos platos; impidiendo así el arrastre de la mezcla y teniendo un efecto de lavado.

Los vapores no condensados, pasan al refrigerante E_1 , para pasar a la probeta P_2 ; debido al poder deshidratante de la mezcla, es suficiente con quince platos.

La solución glicérica se va acumulando en la parte inferior de la columna (C) con veinte partes de alcohol por cada cien de glicerina; se regenera en dos etapas, una desalcoholización y otra de deshidratación.

REGENERACION DE LA SOLUCION GLICERICA.- Por la tubería (5) pasa el reactivo deshidratante que arrastra consigo algo de alcohol y agua. En el cambiador de calor F se calienta enfriando el reactivo anhidro a su paso para el depósito B. Después es desalcoholizado en la columna (H), que está provista de un calentador horizontal H_1 ; los vapores alcohólicos producidos pasan por la tubería (6) a la columna (C).

La deshidratación de la solución glicérica se lleva a efecto en otra columna análoga. El reactivo deshidratante es evacuado por el purgador (J) de la columna de desalcoholización y aspirado por el vacío que se mantiene en la columna (I), por una bomba de vacío (V) la cual mantiene un vacío de 72-73 cms. de agua.

El calentador (I_1) calienta el líquido hasta por lo menos 140°C ., temperatura mínima necesaria para asegurar la deshidratación. La temperatura más recomendable es de $150 - 160^{\circ}\text{C}$.

La bomba (P) impulsa la glicerina carbonatada a través del cambiador de calor (F) al depósito (B). El vapor de agua se condensa en (K) y ésta es evacuada por el depósito (L) y la columna barométrica (7), al depósito (M).

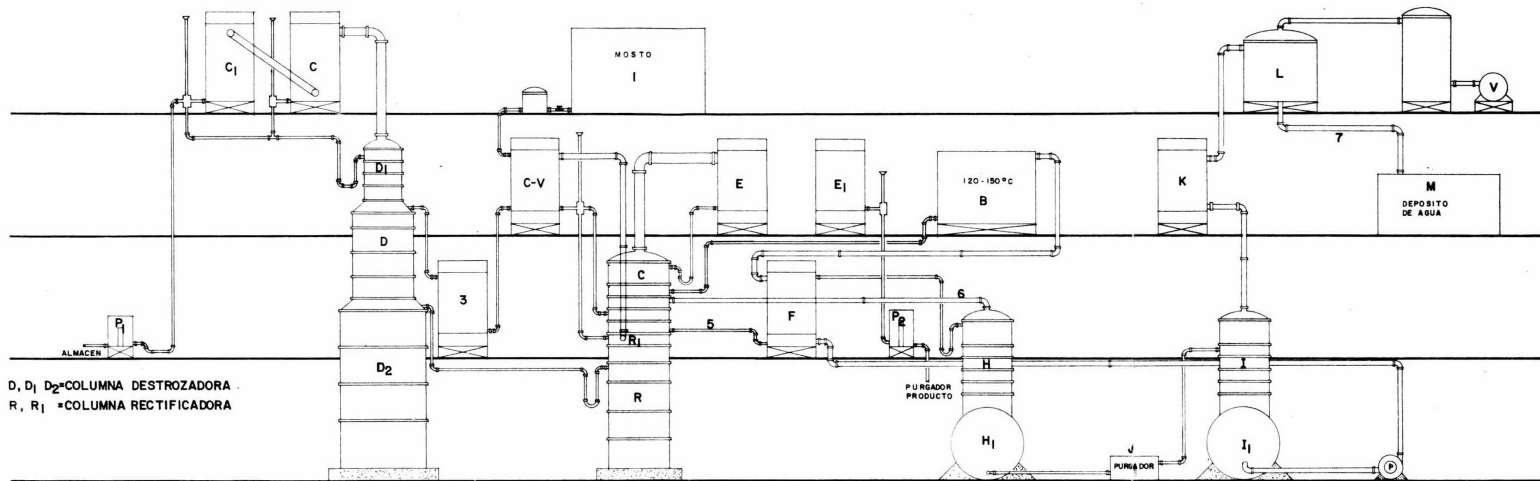
El vapor que no condensa en (K), puede contener algo de alcohol; para recuperarlo, se le hace pasar por el depósito (L), -

lleno de anillos de porcelana porosa sometidos a una fina lluvia de agua; de ésta forma se disuelve todo el alcohol.

Estas aguas se envían a la columna rectificadora, dándoles entrada hacia el plato 12 ó 14. Suelen producirse un 7% de ellas, con un contenido alcohólico aproximado del 5 al 10% de glicerina.

Se prefieren para reactivo deshidratante las poliglicerinas a la glicerina, pues son menos volátiles, más deshidratantes y no se producen tantas pérdidas por arrastre. En la práctica, el consumo de reactivo por hectólitro de alcohol, es de 15 a 25 gramos.

El rendimiento en alcohol absoluto partiendo de mostos de melazas o remolachas es del 97 al 98%, siendo al 3% la extracción de malos gustos para un alcohol de buena calidad. Únicamente si se desea un deshidratante de excelente calidad, para perfumería, por ejemplo, se puede forzar la cantidad de malos gustos a extraer.



D, D₁ D₂ = COLUMNA DESTROZADORA
 R, R₁ = COLUMNA RECTIFICADORA

Antes de entrar en la descripción de los procesos del segundo grupo, nos referiremos al fenómeno del azeo-tropismo (del -- griego a=sin; xeo=hervir; trepo=lugar; ó sea hervir sin variar).

La reunión de líquidos de diferente naturaleza, da lugar-frecuentemente a la formación de mezclas de punto de ebullición -- constante, es decir, que los vapores que se desprenden poseen la -- misma temperatura o idéntica composición que la que tiene el líqui-do del que proceden; siendo esta temperatura de ebullición siempre inferior a la de cualquiera de los componentes.

Otra característica de las mezclas azeotrópicas, es su vg latilidad relativa, la cual es igual a la unidad. El concepto anterior es un factor muy importante para determinar la facilidad de separación de los componentes de una mezcla de líquidos por destilación, veámos algunas generalidades sobre este término.

El término volatilidad es equivalente a la presión de vapor cuando se trata de sustancias puras, pero cuando se trata de -- mezclas, la volatilidad de una sustancia en el líquido homogéneo, -- se define como: la relación de su presión parcial en el vapor en -- equilibrio con el líquido, a su fracción mol en el líquido.

Si la sustancia existe en una mezcla líquida que sigue la Ley de Raoult, su volatilidad es también igual a su presión parcial de vapor en el estado puro y se dice que tiene volatilidad -- normal. Si la presión parcial de la sustancia es menor que la correspondiente a la Ley de Raoult (ácido clorhídrico HCl), la volatilidad será menor que la de la sustancia pura y se dice que es -- anormalmente baja. De igual manera si la presión parcial de la --

sustancia es mayor que la indicada por la ley de Raoult (anilina - disuelta en agua), la volatilidad es anormalmente alta.

Por lo que la volatilidad de una sustancia en mezclas líquidas no es necesariamente constante aún a temperatura constante, sino que depende de las características y cantidad de los componentes.

Volatilidad relativa, es la relación de la volatilidad de un componente a la de otro. Si la volatilidad del componente A de una mezcla, la denominamos α_A y la del otro α_B , entonces la volatilidad relativa de A con respecto a B, será la relación:

$$\alpha_{AB} = \frac{\alpha_A}{\alpha_B} = \frac{P_A/X_A}{P_B/X_B} = \frac{P_A X_B}{P_B X_A}$$

Cuando se puede aplicar la ley de Dalton, la volatilidad relativa de dos componentes en el vapor, expresada en moles es:

$$(Y_A/Y_B) = (P_A/P_B); \alpha_{AB} = \frac{P_A X_B}{P_B X_A}$$

$$\alpha_{AB} = \frac{Y_A X_A}{Y_B X_A}$$

Los valores altos de α_{AB} , la separación de los componentes de una mezcla por destilación, es muy fácil, para valores cercanos a la unidad, la separación es más difícil; y cuando éstos son menores que la unidad, implica que la segunda sustancia es la más volátil. } →

Para poder hacer la separación de mezclas azeotrópicas - por destilación, es necesario modificar el valor de la volatilidad relativa, ^{que es +} apartándola lo más posible de la unidad; logrando esto - por medio de variaciones en la presión total, ó añadiendo otros -- componentes a la mezcla.

Al añadir otra sustancia, no miscible ó poco miscible -- con uno de los constituyentes de la mezcla, se obtiene por destilación una mezcla ternaria, como producto de cabeza, de punto de ebullición menor que el más bajo, el alcohol en nuestro caso, destilándose esta mezcla ternaria mientras existan los tres componentes cuando uno desaparece, el punto de ebullición se eleva hasta el de la mezcla binaria, manteniéndose hasta quedar uno solo de los componentes, el cual se comporta como producto de cola.

COEFICIENTES DE ACTIVIDAD DE LIQUIDOS.

Las desviaciones con respecto al estado líquido ideal, - se tratan cómodamente por medio de los coeficientes de actividad - definidos por las siguientes relaciones:

$$P_t Y_1 = \gamma_1 P_1^{\circ} X_1 \dots\dots\dots(1)$$

$$P_t Y_2 = \gamma_2 P_2^{\circ} X_2 \dots\dots\dots(2)$$

$$\alpha_{1-2} = \gamma_1 / \gamma_2 = \frac{Y_1 X_2}{X_1 Y_2} = \frac{\gamma_1 P_1^{\circ}}{\gamma_2 P_2^{\circ}} \dots\dots\dots(3)$$

$$\gamma_1 = \frac{P_t Y_1}{P_1^{\circ} X_1} ; \gamma_2 = \frac{P_t Y_2}{P_2^{\circ} X_2} \dots\dots\dots(4)$$

$$Y_1 + Y_2 + Y_3 + \dots + Y_n = 1 \dots\dots\dots(5)$$

$$X_1 + X_2 + X_3 + \dots + X_n = 1 \dots\dots\dots(6)$$

De la ecuación (5), tenemos:

$$\frac{Y_1}{Y_2} + 1 + \frac{Y_3}{Y_2} + \dots + \frac{Y_n}{Y_2} = \frac{1}{Y_2} \dots\dots\dots(7)$$

Según la ecuación (3) $\alpha_{1-2} = \frac{Y_1 X_2}{X_1 Y_2}$

$$\alpha_{1-2} \frac{X_1}{X_2} + 1 + \alpha_{3-2} \frac{X_3}{X_2} + \alpha_{4-2} \frac{X_4}{X_2} + \dots + \alpha_{n-2} \frac{X_n}{X_2} = \frac{1}{Y_2} \dots\dots\dots(8)$$

$$Y_2 = \frac{X_2}{\alpha_{1-2} X_1 + X_2 + \alpha_{3-2} X_3 + \alpha_{4-2} X_4}$$

Generalizando: $Y_2 = \frac{X_2}{\sum \alpha X}$; $Y_3 = \frac{X_3}{\sum \alpha X}$

$$Y_4 = \frac{X_4}{\sum \alpha X} ; Y_n = \frac{X_n}{\sum \alpha X} \dots\dots\dots(9)$$

De la teoría de sistemas multicomponentes, se puede elegir arbitrariamente cualquier componente como referencia, ya que para dicho componente, la volatilidad relativa es la unidad.

ECUACIONES BINARIAS DE MARGULES.

$$\text{Log. } X_1 = X_2^2 \left[A_{1-2} + 2X_1 (A_{2-1} - A_{1-2}) \right] \dots\dots\dots(10)$$

$$\text{Log. } X_2 = X_1^2 \left[A_{2-1} + 2X_2 (A_{1-2} - A_{2-1}) \right] \dots\dots\dots(11)$$

$$\text{Para } X_1 = 0 \quad \text{Log. } X_2 \quad A_{1-2} \quad Y = 0$$

$$\text{Para } X_2 = 0 \quad \text{Log. } X_1 \quad A_{2-1} \quad Y = 0$$

Teóricamente es suficiente una medida precisa de equilibrio de un sistema binario, incluyendo la presión total, temperatura y las fracciones molares en la fase vapor y líquido para calcular las dos constantes, las cuales pueden usarse para calcular el diagrama de equilibrio; el cálculo de las constantes partiendo de datos experimentales, se hace por medio de las siguientes ecuaciones:

$$A_{1-2} = \frac{\text{Log } \gamma_1}{X_1^2} + 2X_1 \left[\text{Log } \gamma_2 / X_2^2 - \text{Log } \gamma_1 / X_2^2 \right] \dots\dots\dots(12)$$

$$A_{2-1} = \frac{\text{Log } \gamma_2}{X_2^2} + 2X_2 \left[\text{Log } \gamma_1 / X_1^2 - \text{Log } \gamma_2 / X_1^2 \right] \dots\dots\dots(13)$$

Disponiendo de mediciones confiables de la composición temperatura y presión total de una mezcla azeotrópica, se pueden calcular los coeficientes de actividad, y por lo tanto, las constantes de Margules.

Para una mezcla azeotrópica $Y = X$

$$\gamma_1 = \frac{P_t}{P_1^0} \quad ; \quad \gamma_2 = \frac{P_t}{P_2^0}$$

Si denominamos al benceno como el componente 1, etanol -

como componente 2 y agua como el número 3, y usando los datos azeotrópicos de la tabla IV para el azeotropo benceno-agua (1 - 3), tenemos: $X_1 = 0.7044$, $X_3 = 0.2956$, con una temperatura de ebullición de: 69.25°C ., a 760 mmHg, por lo que las presiones de vapor serán:

$$P_1^\circ = 569 \text{ mmHg} \quad \text{y} \quad \gamma_1 = \frac{760}{569} = 1.34$$

$$P_3^\circ = 248 \text{ mmHg} \quad ; \quad \gamma_3 = \frac{760}{248} = 3.065$$

Aplicando las ecuaciones (12) y (13), obtenemos:

$$A_{1-3} = \frac{\text{Log. } 1.34}{(0.2956)^2} + 2(0.7044) \left[\frac{\text{Log. } 3.065}{(0.7044)^2} - \frac{\text{Log. } 1.34}{(0.2956)^2} \right] = 0.7903$$

$$A_{3-1} = \frac{\text{Log. } 3.065}{(0.7044)^2} + 2(0.2956) \left[\frac{\text{Log. } 1.34}{(0.2956)^2} - \frac{\text{Log. } 3.065}{(0.7044)^2} \right] = 1.253$$

Los cálculos de las demás constantes se efectúan de manera similar, a continuación indicamos los valores finales:

CONSTANTES DE MARGULES.

$\frac{A(1-2)}{}$	$\frac{A(2-1)}{}$	$\frac{A(1-3)}{}$	$\frac{A(3-1)}{}$	$\frac{A(3-2)}{}$	$\frac{A(2-3)}{}$
0.7116	0.7121	0.7903	1.253	0.8624	0.7624

ECUACIONES TERNARIAS DE MARGULES.

Las ecuaciones para los coeficientes de actividad de mezclas ternarias, que utilizan las constantes de los tres pares bina-

rios, son las siguientes:

$$\text{Log. } \delta_1 = x_2^2 \left[A_{1-2} + 2x_1 (A_{2-1} - A_{1-2}) \right] + x_3^2 \left[A_{1-3} + 2x_1 \right. \\ \left. (A_{3-1} - A_{1-3}) \right] + x_2 x_3 \left[A_{2-1} + (A_{1-3} - A_{3-2}) + \right. \\ \left. 2x_1 (A_{3-1} - A_{1-3}) + 2x_3 (A_{3-2} - A_{2-3}) - C (1 - 2x_1) \right] \dots (14)$$

$$\text{Log. } \delta_2 = x_1^2 \left[A_{3-1} + 2x_3 (A_{1-3} - A_{3-1}) \right] + x_2^2 \left[A_{3-2} + 2x_3 \right. \\ \left. (A_{2-3} - A_{3-2}) \right] + x_1 x_2 \left[A_{1-3} + (A_{3-2} - A_{2-1}) + 2x_3 \right. \\ \left. (A_{2-3} - A_{3-2}) \right] + 2x_2 (A_{2-1} - A_{1-2}) - C (1 - x_3) \dots (15)$$

$$\text{Log. } \delta_3 = x_3 \left[A_{2-3} + 2x_3 (A_{3-2} - A_{2-3}) \right] + x_1^2 \left[A_{2-1} + 2x_2 \right. \\ \left. (A_{1-2} - A_{2-1}) \right] + x_3 x_1 \left[A_{3-2} + A_{2-1} - A_{1-3} + 2x_2 \right. \\ \left. (A_{1-2} - A_{2-1}) + 2x_1 (A_{1-3} - A_{3-1}) - C (1 - 2x_2) \right] \dots (16)$$

La comodidad en la aplicación de éstas ecuaciones, se debe a que las constantes A_{1-2} , A_{2-1} , etc., son valores extremos de los logaritmos de los coeficientes de actividad del sistema binario - 1-2, 1-3 y 2-3.

La constante \underline{C} , se evalúa por medio de los datos ternarios, pero cuando se predicen valores de equilibrio ternarios solo por medio de los datos binarios, la constante \underline{C} , se calcula por medio de la siguiente ecuación:

$$C = \frac{1}{2} (A_{2-1} - A_{1-2} + A_{1-3} - A_{3-1} + A_{3-2} - A_{2-3}) \dots (17)$$

Sydney Young y Barbaudy, demostraron que es posible obtener alcohol anhidro, destilando alcohol hidratado en presencia de benceno, a continuación tenemos los puntos de ebullición y la composición de las mezclas binaria y ternaria formadas en el sistema alcohol-agua-benceno:

TABLA IV

	<u>% ETANOL EN PESO.</u>	<u>% AGUA EN PESO</u>	<u>%BENCENO EN PESO.</u>	<u>PUNTO DE EBULLI- CION °C.</u>
AGUA	- - - -	- - - -	- - - -	100 °C.
ALCOHOL	- - - -	- - - -	- - - -	78.30
BENCENO	- - - -	- - - -	- - - -	80.02
MEZCLA BINARIA:				
ETANOL -AGUA:	95.57	4.43	- - - -	78.15
BENCENO-AGUA:	- - - -	8.83	91.17	69.25
ETANOL -BENCENO:	32.4	- - - -	67.60	68.25
MEZCLA TERNARIA:				
ETANOL-BENCENO-AGUA	18.5	7.4	74.10	64.85

Donde vemos que el punto de ebullición menor, es el de la mezcla ternaria, por lo tanto, será la primera en destilar; la mezcla binaria sigue a la ternaria cuando toda el agua se ha eliminado, siendo el alcohol anhidro el último en destilar, o bien, se extrae de la columna como producto de cola.

En la siguiente tabla, tenemos las principales mezclas ternarias azeotrópicas:

T A B L A V

	BENCENO.	CICLO HEXANO	CICLO HE XADIENO.	ACETATO DE ETILO	CCI ₃	CLORURO DE DUTILLO.	CCI ₄	TRICLORO ETILENO.	CLORURO DE ETILENO	BICLORUROS DE 1 TR.	DE ACETILENO 2 CFS.
% TERCERA SUST.:	74.1	76.0	73.0	83.2	91.5	82.5	86.0	69.0	78.0	94.5	90.5
% ALCOHOL:	18.5	17.0	20.0	9.0	5.0	13.0	9.7	26.0	17.0	4.4	6.65
% AGUA:	7.4	7.0	7.0	7.8	3.5	4.5	4.3	5.0	5.0	1.1	2.85
°G.L. DEL ALCOHOL EN LA MEZCLA ALCO HOL-AGUA:	71.4	70.8	74.0	53.5	58.8	74.3	69.2	83.80	77.2	80.0	70.0
<u>TERCERA SUSTANCIA:</u>	10.0	10.85	10.42	10.66	26.14	18.33	20.0	13.80	15.60	85.91	31.95
AGUA.											
PUNTO DE EBULLICION EUTECTICO:	64.86	62.1	63.6	70.3	26.1	58.62	61.8	67.25	66.7	44.4	53.8
TEMPS. DE EBULLICION.											
TERCERA SUST.:	80.2	80.75	80.8	77.05	61.2	82.5	86.3	83.70	86.95	94.5	90.5
EUTECTICOS:											
3 ^A SUST.-AGUA	69.25	68.95	70.8	70.4	56.15	82.5	76.75	83.70	86.95	45.3	55.3
3 ^A SUST.-ALCOHOL:	68.25	64.90	66.7	71.8	59.30	61.45	63.95	70.0	70.9	46.5	57.7

Dos hechos han contribuido a la industrialización de los métodos azeotrópicos y son:

I.- El uso de columnas continuas de platos, en las cuales se obtiene el alcohol anhidro en la base y la mezcla ternaria en el domo; la mezcla binaria Benceno-Alcohol anhidro, no aparece en el transcurso del proceso, por permanecer en los platos centrales.

II.-La disposición de la retrogradación en el domo de la columna de tal manera que la composición del destilado obtenido sea lo más cercano a la mezcla ternaria teórica; siendo que el destilado se separa en dos capas, una rica en benceno y la otra rica en agua.

En la siguiente tabla tenemos la composición de dichas capas (usando diferentes sustancias), a 15°C.

	TABLA VI					TRICLORO ETILENO $Cl_3C_2H_5$
	<u>BENCENO</u>	<u>CLORURO DE BUTILLO</u>	<u>CCl_4</u>	<u>ACETATO DE ETILO</u>	<u>CS_2</u>	
CUERPO ABS.						
% CAPA SUP. :	82.5	87.0	12.3	88.4	10.3	13.0
% " INF. :	17.5	13.0	87.7	11.6	89.7	87.0
COMPOSICION %						
AGUA :	4.0	1.25	29.0	5.5	11.8	40.0
CAPA						
ALCOHOL :	15.0	11.75	60.0	1.5	78.2	55.0
SUP.						
ABSORVEN:	81.0	87.0	11.0	93.0	10.0	5.0
AGUA :	35.0	28.00	0.5	86.0	4.55	2.0

CAPA.							
ALCOHOL :	55.0	64.00	12.0	6.0	0.45	20.0	
INF.							
ABSORVENTE:	10.0	8.00	87.5	8.0	95.00	78.0	

Veamos ahora los métodos del segundo grupo:

PROCESO SYDNEY YOUNG.- Se basa en el hecho de que por la adición de un compuesto orgánico líquido adecuado, insoluble en agua, benceno, por ejemplo, al alcohol a deshidratar, el punto de ebullición de la mezcla ternaria alcohol-agua-benceno, sería más bajo que el punto de ebullición del alcohol. Al destilar esta mezcla a la presión atmosférica normal se obtendrá un destilado de composición constante de los citados componentes a la temperatura de 64.85°C., con la siguiente composición en peso 18.5% de alcohol 74.0% de benceno y 7.4% de agua, al desaparecer uno de -- estos componentes, la temperatura se eleva hasta 68.25°C., que es la correspondiente a la de la mezcla binaria, teniendo ésta la -- siguiente composición en peso: alcohol 32.4%, benceno 67.6% una vez que se ha eliminado el benceno, tendremos el alcohol anhidro, cuya temperatura de ebullición es de 78.30°C.

No solamente el benceno puede utilizarse en este proceso, sino que fueron propuestos y estudiados varios otros compuestos, la mayoría de los cuales se encuentra en la tabla V.

Se prefiere el uso del benceno a otras sustancias, debido a que decanta perfecta y rápidamente por una simple condensación, recuperándose por dilución y decantación.

Con este método es posible obtener un alcohol de 99.8°C. L. con aproximadamente 0.05% de benceno con respecto al volumen del alcohol. Este proceso comenzó a usarse industrialmente en 1922, en que Evence Copée, patentó el procedimiento, pero ya en su forma continua. Según Copée la mezcla ternaria Alcohol-Agua-Benceno, debía tratarse como una flema a depurar, ya que el vapor mixto (mezcla azeotrópica), se formaría a una temperatura inferior a la de ebullición del alcohol absoluto, el cual se obtendría como producto de cola.

PROCESO LEWIS.- En este método se usa el efecto de la presión sobre la composición azeotrópica de cambiar la relación de presiones parciales, modificando la volatilidad relativa. En el caso de mezcla Alcohol-Agua a presión atmosférica, el etanol es el elemento más volátil en mezclas con menos del 89.43% en mol siendo el menos volátil para soluciones más concentradas como puede verse en la siguiente tabla: (International Critical Tables Vol. III p 322):

TABLA VII

<u>PRESION</u> <u>mm Hg.</u>	<u>PUNTO DE EBULLI</u> <u>CION MEZCLA °C.</u>	<u>% AGUA</u> <u>EN PESO</u>	<u>PUNTO DE EBULLICION</u> <u>DEL ETANOL °C</u>
1451.3	95.35	4.75	95.58
1075.4	87.12	4.65	87.34
760.0	78.15	4.43	78.30
404.6	63.04	3.75	63.13
198.4	47.63	2.70	47.66
129.7	39.20	1.30	39.24
94.9	33.35	0.50	33.38
70.0	- - -	0.00	27.96

Por lo que en este proceso se parte de una alimentación que contiene 30% en mol, la cual se introduce en una columna de baja presión que opera a 95 mmHg_{ABS.}, que produce un destilado con 95% en mol de alcohol y un residuo con 0.0001% en mol de alcohol.

El destilado contiene una concentración mayor de alcohol que la correspondiente a la mezcla azeotrópica a presión atmosférica y por tanto es más volátil el agua que el alcohol, este alcohol se bombea a una columna que opera a presión atmosférica y produce un destilado con 92.5% de alcohol y un residuo de 99.9% de alcohol. El destilado se regresa a la columna de baja presión donde su calor sensible satisface las necesidades de calor de dicha columna y se rectifica nuevamente.

Sin embargo, en vista de los gastos de operación tan elevados de este proceso, así como el gran número de platos que se necesitan para la separación, resulta más económico cualquiera de los otros métodos de producción de alcohol anhidro.

PROCESO RICARD-ALLENET Y CIA.- Este proceso ha sido adoptado por las famosas Usines de Melle (Francia); quienes aconsejan el uso de mezclas de benceno y de hidrocarburos con punto de ebullición cercano a los 100°C., estos presentan una gran avidéz por el agua en la mezcla ternaria y aseguran una decantación estable del destilado.

El procedimiento azeotrópico mejorado por las Usines de Melle, distingue la calidad y concentración del líquido alcohólico por deshidratar estableciendo diversas técnicas, según se tra-

te de alcohol rectificado, flemas de alto grado o de mostos fermentados.

DESHIDRATACION DE ALCOHOL RECTIFICADO.

Es la primera y más sencilla de las técnicas de las Usinas de Melle-Guinot, ya que no se eliminan impurezas del alcohol a deshidratar.

DESCRIPCION DEL APARATO.- Una columna de destilación ordinaria, de 30 platos; se carga de alcohol ordinario y de líquido-extractor para formar la mezcla azeotrópica. Distinguiendo tres zonas en esta columna:

ZONA SUPERIOR.- Mezcla ternaria: Alcohol-Agua-Extractor con punto de ebullición de 65°C.

ZONA CENTRAL.- Mezcla binaria: alcohol-Extractor con un punto de ebullición de 68°C.

ZONA INFERIOR.- Alcohol deshidratado, punto de ebullición 78.30°C.

Introduciendo el alcohol a deshidratar encima de la mezcla binaria; el líquido extractor forma con el agua contenida en el alcohol una cantidad determinada de mezcla ternaria, que pasa al decantador D, para ser eliminada; la cantidad que pasa al decantador debe ser igual a la que se forma por la entrada del alcohol, para no romper el equilibrio formado.

Como líquido extractor se usa una mezcla de benceno y esencia de petróleo que destila entre 95-103°C, destilando 85% en

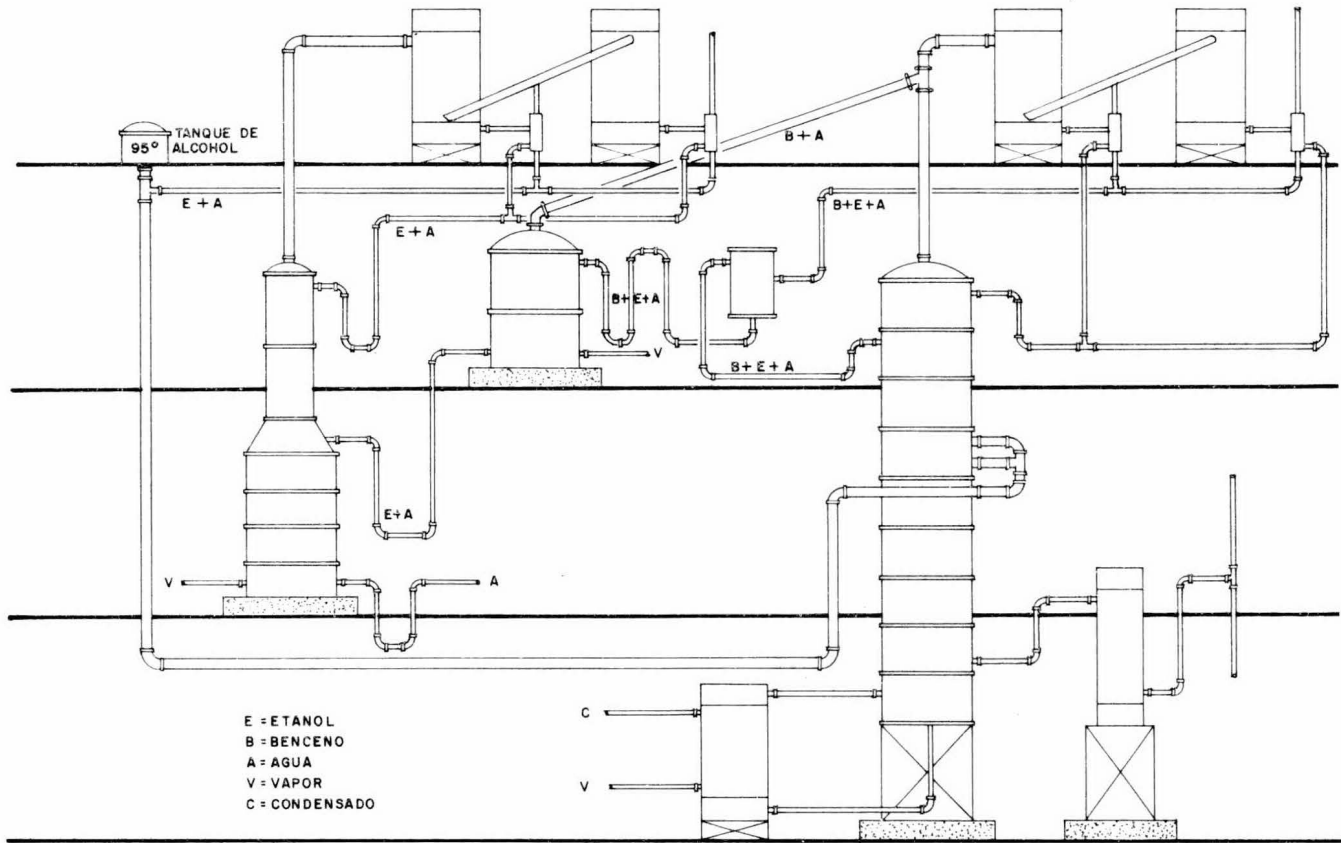
un rango de 2-3°C.

Del decantador D, se lleva la capa superior a la columna 1, y la inferior a la columna 2, donde se recoge el líquido extractor como mezcla azeotrópica ternaria, y se lleva al flujo principal. En la base de la columna se recoge el alcohol diluido, que se lleva a la columna 3, para concentrarlo, en esta columna se recoge alcohol de 95°G.L., el cual se regresa a la columna 1, con la alimentación; y por otro lado se recoge agua.

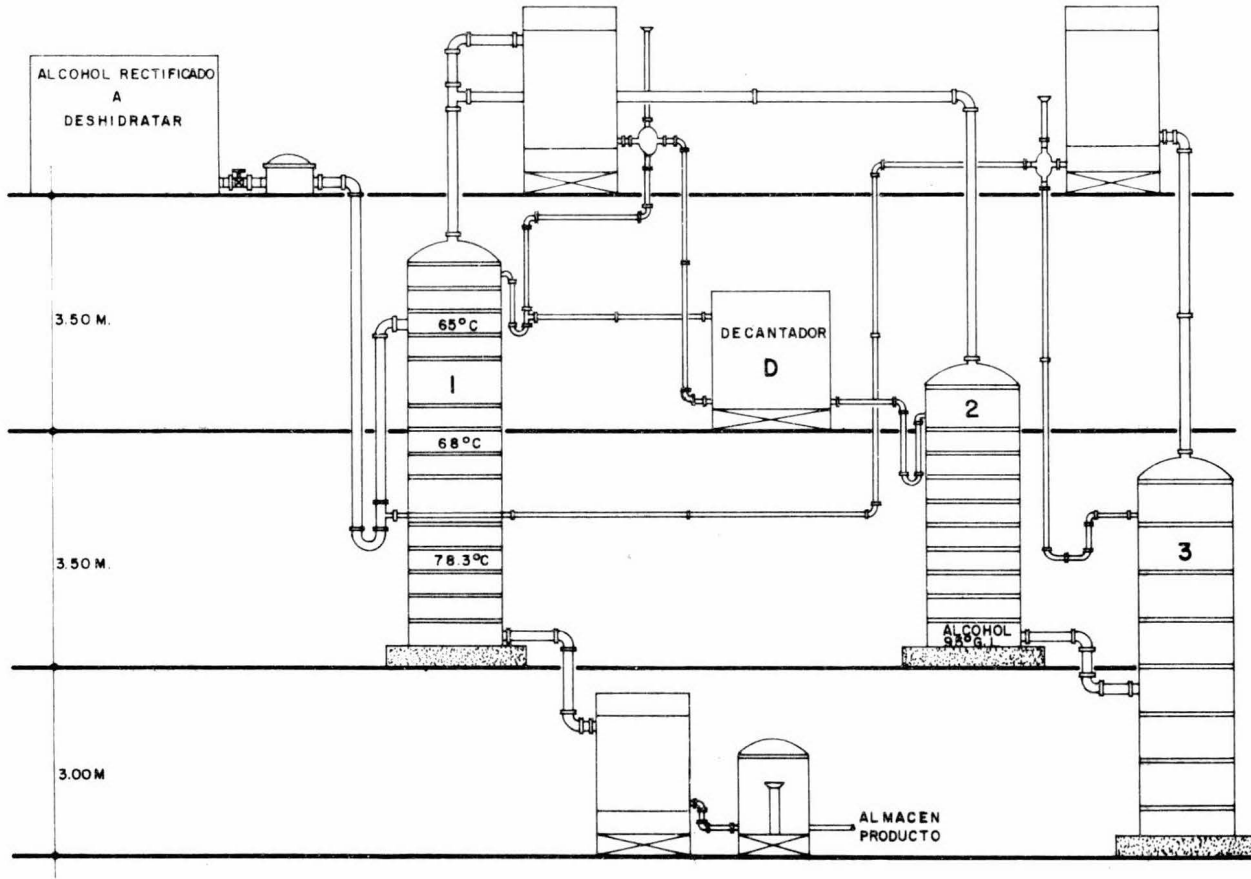
En la columna 1, el alcohol a deshidratar va atravesando los platos y encontrándose con el líquido extractor perdiendo poco a poco el agua que contiene, así como pierde el líquido extractor en los platos inferiores, para llegar a la base de la columna completamente anhidro; siendo solamente necesario extraerlo y refrigerarlo para comprobar su graduación y regular el gasto.

Como se ve, el funcionamiento del proceso es en ciclo cerrado en lo que corresponde al líquido extractor.

ESQUEMA PROCESO RICHARD ALLENET



**DESHIDRATACION DEL ALCOHOL RECTIFICADO
(PRIMERA TECNICA DE LAS USINES DE MELLE-GUINOT)**



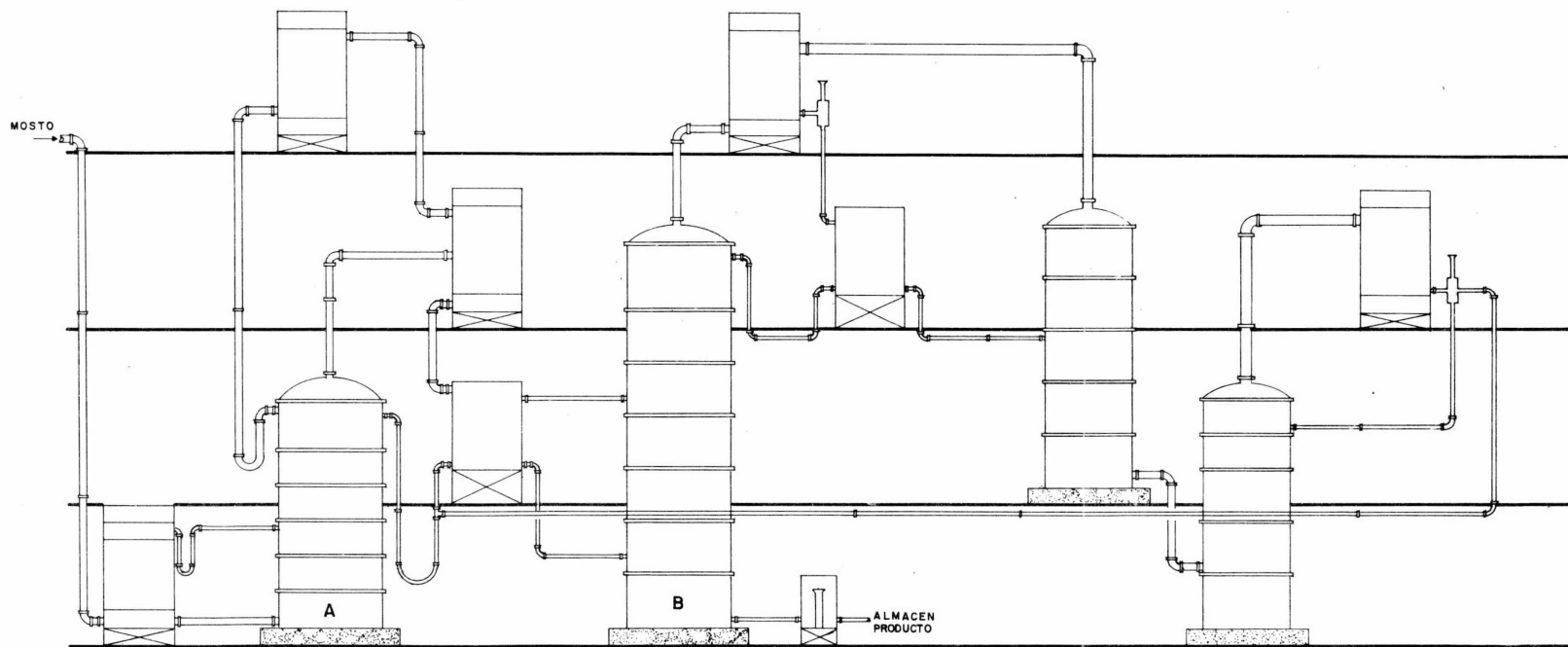
DESHIDRATACION DE LAS FLEMAS DE ALTO GRADO

Este método se indica para la deshidratación de alcoholes previamente rectificadas, ya que la presencia de las impurezas de cabeza de los alcoholes sin rectificar se van acumulando en la parte superior de la columna A, diluyendo la mezcla ternaria.

DESCRIPCION DEL PROCESO.- De la parte superior de la columna A, se extrae una fracción de mezcla ternaria enriquecida con producto de cabeza y se lleva a un mezclador M, donde se le añade agua; de donde pasa al decantador, obteniendo las impurezas en la capa inferior; y casi la totalidad del líquido extractor en la superior, destilando la primera capa en la columna 3, donde se separan como cabezas las impurezas volátiles muy concentradas y el alcohol diluido como producto de fondo, que se concentra en la columna C, así podemos ya deshidratar las flemas con impurezas de graduación 85-95°G.L.

A la columna A, se le agregan cinco platos en la base, -- encima de los cuales se realiza la extracción de alcohol absoluto; con el objeto de concentrar las impurezas de cola. El alcohol anhidro que contiene los productos de cola, se lleva a otra columna donde se recuperan los aceites de fusel, mientras que el alcohol recuperado se recircula a la columna A.

DESHIDRATACION DE LOS MOSTOS FERMENTADOS

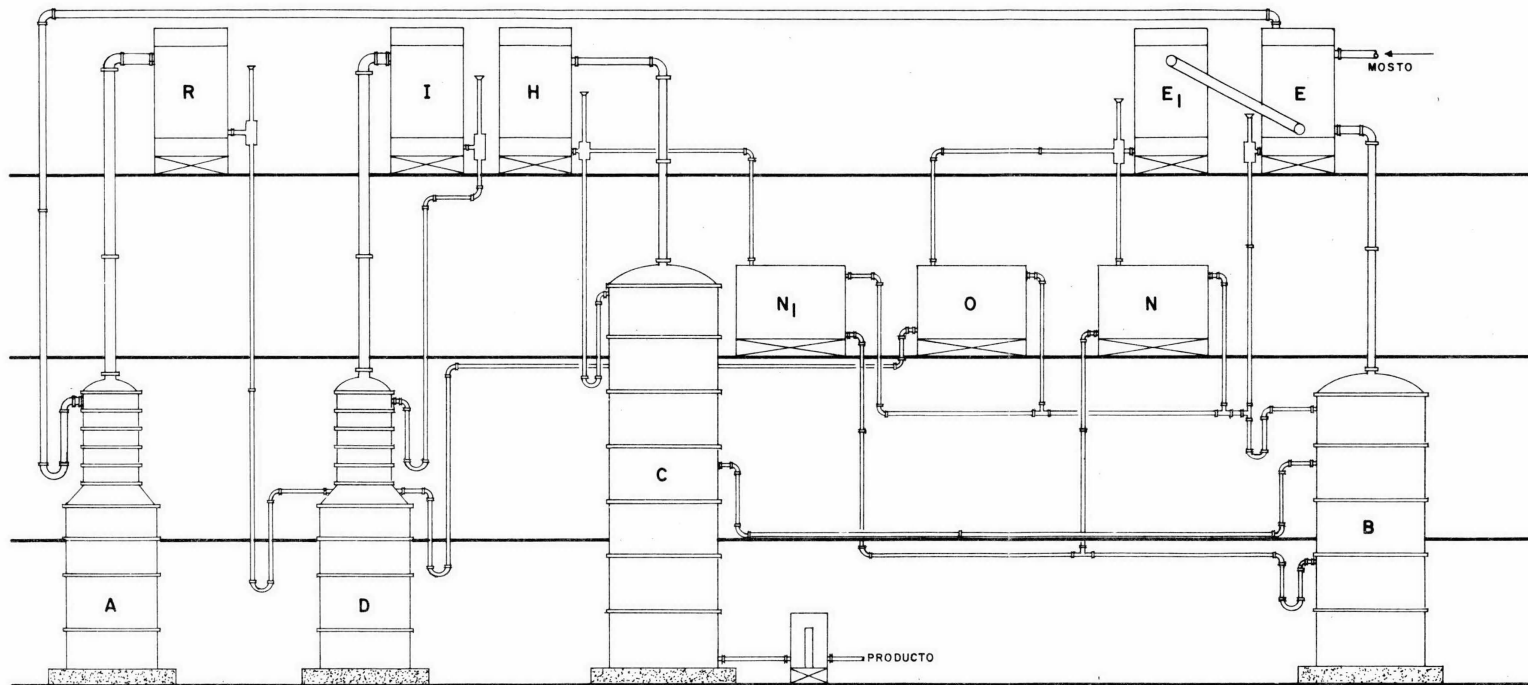


DESHIDRATACION DE LOS MOSTOS FERMENTADOS.

Con esta técnica, se eliminan los pasos de destilación y rectificación, eliminando los gastos de vapor para efectuar los pasos anteriores; y efectuando solamente el primero, ya que la temperatura de la cabeza de la columna de flemas 78°C-79°C., se usa para la base de la columna de deshidratación.

Siendo necesario crear la diferencia de temperaturas entre estas partes de las columnas lo cual se logra con vacío en la columna de deshidratación, o con una sobrepresión en el domo de la columna de flemas.

DESHIDRATACION DIRECTA DE LOS MOSTOS FERMENTADOS



N, N₁, O = DECANTADORES

DESHIDRATACION DIRECTA DE LOS MOSTOS FERMENTADOS.

Este procedimiento se resuelve mediante la unión de una columna de destilación y el aparato de la primera técnica (o técnica de deshidratación de alcohol rectificado).

Esta técnica es la más empleada en la actualidad, por permitir la deshidratación y la purificación en una sola fase y usando una cantidad de energía muy ligeramente superior a la necesaria para la obtención de alcohol a partir de dichos mostos siendo uno de los procedimientos más económicos.

DESCRIPCION DEL PROCESO.- Consta de una columna de agotamiento que se usa como depuradora y como destiladora, la cual se compone de dos secciones, una de concentración que consta de 4 a 6 platos (parte depuradora), y otra de agotamiento con 16 platos (parte destiladora).

Los productos volátiles se eliminan en la depuradora, parte del alcohol condensado en R, se recircula para producir la retrogradación necesaria, y otra parte pasa a la columna D.

Una parte del vapor que se produce en la columna A, se usa como calefacción parcial de la columna B, que consta de 41 platos; calentándose con estos mismos vapores alcohólicos la columna.

Una característica esencial es el uso de líquido extractor para concentrar el alcohol en la columna B. La alimentación-

de la columna A, se efectúa por los platos altos, y viene de las capas superiores de los decantadores N, N₁, y D₃, así como de la retrogradación del cambiador de calor E, y del refrigerante E₁.

La alimentación en el tercio inferior procede de las capas inferiores de los decantadores N y N₁.

La entrada de la parte superior de los decantadores se efectúa a nivel del plato 37, el cual tiene una temperatura de -- 65°C., siendo por lo tanto la composición del líquido intermedia entre el punto de ebullición del azeótropo ternario y de la del azeótropo binario (Alcohol-Benceno).

El azeótropo ternario se agota en el plato 30, en donde hay alcohol de alto grado (98°C.L.), con un 18-20% de benceno; de este plato se extrae una parte del líquido para alimentar la columna C, de la que se extrae alcohol absoluto. La extracción debe ser de un 20% por lo que se necesita una gran reserva de líquido lo cual se logra construyendo este plato de una mayor capacidad.

La columna C, es la de deshidratación del alcohol procedente de la columna B, quitándole las últimas porciones de benceno que arrastra, consta de 33 platos y se compone de una sección de agotamiento y otra de concentración.

Los rendimientos de estas técnicas son del orden del -- 99.9%. El consumo de líquido extractor es del orden del 0.03% de alcohol absoluto producido.

CONSUMOS DE VAPOR.

- 1o. TECNICA: 120 Kgs. vapor a 0.6 Kg/Hl de alcohol de 96°C.L.
2a. " : 150 " " por Hl. de alcohol de 95°C.L.
3a. " : 195 " " " Hl. de alcohol de 92°C.L.
4a. " : 250 " " de baja presión para mostos de 10°C.L.

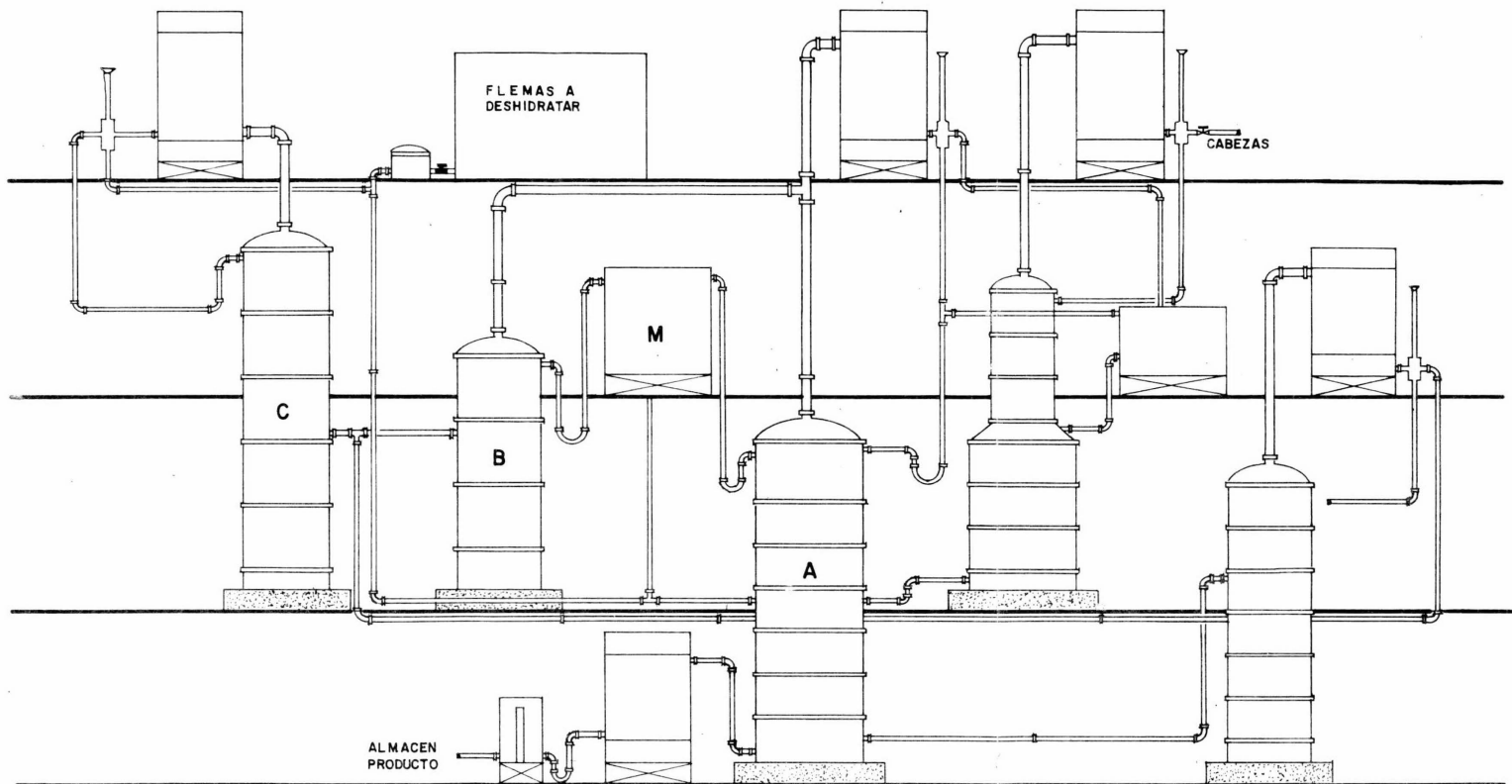
Para producir alcohol de 99.8°, perdiendo 0.036 Lts/Hl.
de alcohol absoluto.

277 Kg. de vapor para mostos de 8.3°C.L.

311 " " vapor para mostos de 6.0°C.L.

Las cifras corresponden sensiblemente a los gastos de -
vapor necesario para la obtención de alcohol neutro de 96-97°C.L.

DESHIDRATACION DE LAS FLEMAS DE ALTO GRADO



C A P I T U L O I I I .

1.- GENERALIDADES SOBRE DESTILACION AZEOTROPICA.

GENERALIDADES SOBRE DESTILACION AZEOTROPICA.

La destilación azeotrópica se basa, en la formación de uno ó más azeótropos entre los componentes de la alimentación y el agente separador; a éste, generalmente se le denomina "formador de azeótropos", "disolvente" ó "extractor", añadiéndose para separar un par de sustancias de puntos de ebullición cercanos ó para separar un azeótropo binario.

El uso de éstos extractores ó formadores de azeótropos, fué estudiado por Ewell, Harrison y Berg, quienes obtuvieron los resultados que en seguida se detallan:

I.- Cuando se usa un "extractor", para separar dos sustancias de punto de ebullición muy próximos ó un azeótropo mínimo:

- a).-Este forma un azeótropo binario mínimo con un solo componente.
- b).-Forma azeótropos binarios mínimos con cada componente, - pero uno de ellos es inferior al otro.
- c).-Forma un azeótropo ternario mínimo suficientemente inferior a cualquiera de los azeótropos binarios. Siendo la relación de los componentes originales del ternario distinta de su relación antes de añadir el disolvente.

II.- Cuando se usa un extractor para separar un azeótropo binario mínimo:

- a).-Forma un azeótropo binario mínimo con uno de los componentes suficientemente inferior al azeótropo original binario.

b).-Forma un azeótropo ternario mínimo en el que la relación de los componentes originales es distinta de su relación en el azeótropo binario mínimo.

El uso de un extractor que forme un azeótropo heterogéneo con uno de los componentes originales a separar, resulta más práctico que otro miscible, debido a que la recuperación del extractor requiere menor equipo.

El empleo de un formador de azeótropos heterogéneos, se aplica en la deshidratación de la mezcla azeotrópica etanol-agua, que utiliza benceno como "extractor".

Este proceso cae dentro de la clasificación hecha por Ewell, Harrison y Berg, puesto que se forma un azeótropo ternario mínimo con el etanol y el agua, que hierve a una temperatura inferior de éstos componentes; siendo la relación de los mismos más alta que la del azeótropo binario original.

ELECCION DEL AGENTE EXTRACTOR.

Un buen formador de azeótropos debe tener buena selectividad, esto es, extraer a un componente de la mezcla con preferencia al otro, no debe corroer el equipo, ni reaccionar con los componentes de la alimentación, no ser tóxico y térmicamente estable, de fácil obtención y de bajo costo.

Para separar una mezcla binaria azeotrópica, son convenientes las siguientes propiedades del agente extractor:

- a).-Debe hervir en un rango de 10-20°C. por debajo del punto de ebullición de la mezcla binaria azeotrópica.
- b).-Producir al mezclarse con el azeótropo, desviación positiva de la Ley de Raoult, para dar un azeótropo mínimo - con uno o con los dos componentes de la mezcla.
- c).-Separarse fácil y económicamente de los componentes que forma el azeótropo. (La separación más fácil se consigue cuando el formador de azeótropos y uno de los componentes de la alimentación son inmiscibles a la temperatura ambiente.
- d).-Si el agente separador produce una mezcla ternaria de -- punto de ebullición mínimo, es conveniente que el "extractor" sea completamente miscible con uno de los componentes que han de separarse y ligeramente con el otro.

CONCENTRACION DEL EXTRACTOR EN LA COLUMNA.

Para obtener el máximo beneficio del agente extractor, - deberá ser alta su concentración en la mayoría de los platos de la columna, entre el 50 y 80% en mol.

Benedict y Rubin realizaron un estudio a cerca del punto óptimo para la introducción del extractor en la columna de destilación azeotrópica continua, llegando a la conclusión de que la adición del extractor como reflujo por la parte superior de la columna, es lo más adecuado para lograr los mejores resultados.

Una vez que el extractor se introduce en el punto óptimo, el control de la alimentación del mismo, depende esencialmente de la elección de éste con la volatilidad adecuada.

Prácticamente esto limita el número de disolventes adecuados para una destilación azeotrópica dada; de los disolventes anotados en la tabla número V, los más usados en la deshidratación -- del alcohol etílico por tener mayor selectividad por el agua, son el benceno, nitrometano y el tricloroetileno.



CANTIDAD NECESARIA DE EXTRACTOR.

Los datos de solubilidad para la construcción de la curva en el diagrama triangular del sistema etanol-benceno-agua a 25°C., se dan en la siguiente tabla:

TABLA VIII

Fracción Molar

Alcohol:	0.3	-	0.315	0.225	-	0.23	0.18	-	0.13	0.08	-	0.04
Benceno:	0.068	-	0.465	0.025	-	0.655	0.015	-	0.82	0.007	-	0.94
Agua :	0.632	-	0.22	0.75	-	0.115	0.805	-	0.05	0.914	-	0.02

Si las tres mezclas binarias formadas entre los componentes de una mezcla ternaria tienen azeotropo, bien sea homogéneo ó heterogéneo, las líneas de destilación del diagrama triangular se separan en "tres campos de destilación".

Mientras que no se conoce ninguna mezcla ternaria con azeotropo máximo, las mezclas con azeotropo mínimo tienen gran importancia en la práctica de la destilación. Por ejemplo, tenemos las mezclas isopropanol-eter isopropilico-agua; etanol-benceno-agua; isopropanol-benceno-agua, etc., la mezcla de interés es la de etanol-benceno-agua, que en el diagrama triangular a 760 mmHg., tiene un azeotropo mínimo ternario representado por el punto D.

El punto "B", corresponde al azeotropo mínimo binario etanol-agua, con temperatura de ebullición 78.15°C., el punto "A", corresponde al azeotropo mínimo etanol-benceno, que hierve a 68.25°C., y el punto "C", al heteroazeotropo mínimo benceno-agua, el cual ebulle a 69.25°C.

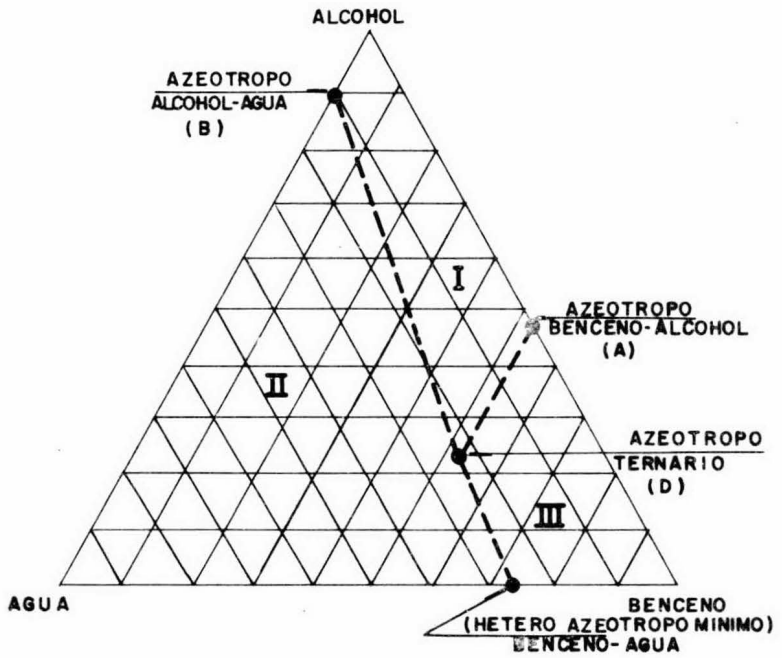


La composición del punto "D", es de 18.5% de etanol, - - 7.4% de agua y 74.10% de benceno en peso, su temperatura de ebullición es de 64.85°C., el punto "D", queda dentro de la curva de solubilidad, del lado del agua-benceno, todas las mezclas cuya composición queda dentro de ésta área, son líquidos turbios, que en reposo se separan en dos capas de composiciones diferentes.

La superficie del triángulo queda dividida en tres zonas por las líneas "a", "b" y "c"; las mezclas que por su composición pertenecen a una zona, solo pueden dar por destilación ó rectificación mezcla de la misma zona, en consecuencia solo una mezcla de la zona I, puede dar etanol por rectificación.

Si se desea que el otro producto sea el azeotropo ternario mínimo (punto D), la mezcla inicial ha de estar en la recta -- que une éste punto con el vértice del alcohol, según una propiedad geométrica esencial del diagrama triangular, dicha mezcla solo puede obtenerse añadiendo benceno en la proporción adecuada a una mezcla etanol-agua.

Por ejemplo, el alcohol acuoso de que se parte, tiene la composición del punto "A", ó sea, 89% mol de alcohol, al añadir -- benceno, se obtendrá una mezcla cuya composición estará en la línea que une aquel punto con el vértice del benceno, por otra parte la composición ha de estar sobre la línea "d", así que será necesariamente la del punto "E", determinando así la cantidad de benceno que se debe añadir; éste fué el procedimiento mediante el cual - - Young, determinó la cantidad necesaria de benceno en la obtención del alcohol anhidro. Del diagrama triangular vemos que la cantidad de benceno necesaria para deshidratar el alcohol etílico con la composición de alimentación, es de 5.634 Kg. mol de benceno/Kg. mol de agua en la alimentación.



S I S T E M A E T A N O L - B E N C E N O - A G U A
 (D I A G R A M A N o . X)

ECUACIONES FUNDAMENTALES PARA DETERMINAR EL
NUMERO DE PLATOS TEORICOS EN MEZCLAS TERNARIAS.

Los fundamentos y métodos aplicados en la rectificación de mezclas ternarias son los mismos que para mezclas binarias, usando un diagrama triangular en lugar de la curva de equilibrio de un par de componentes. Suponiendo que el calor molar de evaporación de la mezcla es independiente de la concentración y despreciando los calores de mezcla, para las concentraciones de cada uno de los componentes en la parte superior del plato de alimentación, se establece una ecuación (deducida en igual forma que para las mezclas binarias), que representa una línea de operación.

Para mayor visualización ver figura 4 Página 89.

$$V_n = D_n + D \quad \dots\dots\dots(18)$$

$$V_n Y_{n_b} = D_n X_{n+1} + DX_d \quad \dots\dots\dots(19)$$

$$Y_n = \frac{D_n X_{n+1}}{V_n} + \frac{DX_d}{V_n} \quad \dots\dots\dots(20)$$

Definiendo: $R_n = \frac{D_n}{V_n} \quad \dots\dots\dots(21)$

Obtenemos: $Y_n = R_n X_{n+1} + \frac{D}{V_n} X_d \quad \dots\dots\dots(22)$

La ecuación (22), representa la ecuación general de la línea de operación arriba del plato de alimentación. Para la sección inferior al plato de alimentación, también se cumplen las mis

mas ecuaciones que en el caso de las mezclas binarias, obteniéndose:

$$Y_m = R_m X_m + \frac{W}{V_m} X_m \dots\dots\dots(23)$$

La ecuación (23), representa la línea de operación abajo del plato de alimentación.

NOMENCLATURA:

V_n = Gasto de vapor que asciende en la parte superior Kg/mol/h

V_m = Gasto de vapor que asciende en la parte inferior Kg/mol/h

O_n = Líquido que desciende por la parte superior Kg/mol/h

O_m = Líquido que desciende por la parte inferior Kg/mol/h

Y_n = Fracción mol de cualquier componente en el vapor en la parte superior del plato de alimentación.

Y_m = Idem en la parte inferior del plato de alimentación.

X_n = Fracción mol de cualquier componente en el líquido en la parte superior del plato de alimentación.

X_m = Idem en la parte inferior del plato de alimentación.

n = Cualquier plato arriba del plato de alimentación.

m = Cualquier plato abajo del plato de alimentación.

D = Producto destilado Kg mol/h

W = Producto de-l fondo Kg mol/h

También tomamos la hipótesis de las mezclas binarias de- que tanto el reflujo V_n de vapor como el reflujo O_n del líquido -- permanecen constantes a lo largo de la columna, por otra parte, -- las concentraciones de los componentes deben ser tales que:

$$X_B + X_E + X_A = 1$$

$$Y_B + Y_E + Y_A = 1$$

Siendo B = benceno; E = etanol y A = agua.

NOMENCLATURA:

V_n = Gasto de vapor que asciende en la parte superior Kgmol/h

V_m = Gasto de vapor que asciende en la parte inferior Kgmol/h

O_n = Líquido que desciende por la parte superior Kgmol/h

O_m = Líquido que desciende por la parte inferior Kgmol/h

Y_n = Fracción mol de cualquier componente en el vapor en la parte superior del plato de alimentación.

Y_m = Idem en la parte inferior del plato de alimentación.

X_n = Fracción mol de cualquier componente en el líquido en la parte superior del plato de alimentación.

X_m = Idem en la parte inferior del plato de alimentación.

n = Cualquier plato arriba del plato de alimentación.

m = Cualquier plato abajo del plato de alimentación.

D = Producto destilado Kg mol/h

W = Producto de-l fondo Kg mol/h

También tomamos la hipótesis de las mezclas binarias de- que tanto el reflujo V_n de vapor como el reflujo O_n del líquido -- permanecen constantes a lo largo de la columna, por otra parte, -- las concentraciones de los componentes deben ser tales qué:

$$X_B + X_E + X_A = 1$$

$$Y_B + Y_E + Y_A = 1$$

Siendo B = benceno; E = etanol y A = agua.

DETERMINACION DEL NUMERO DE PLATOS TEORICOS
EMPLEANDO LAS VOLATILIDADES RELATIVAS.

Para calcular etapa por etapa el número de platos teóricos, es indispensable tener datos de equilibrio líquido-vapor para el sistema alcohol etílico-benceno-agua; obteniéndose dichos datos con la aplicación de la teoría y ecuaciones anteriormente estudiadas.

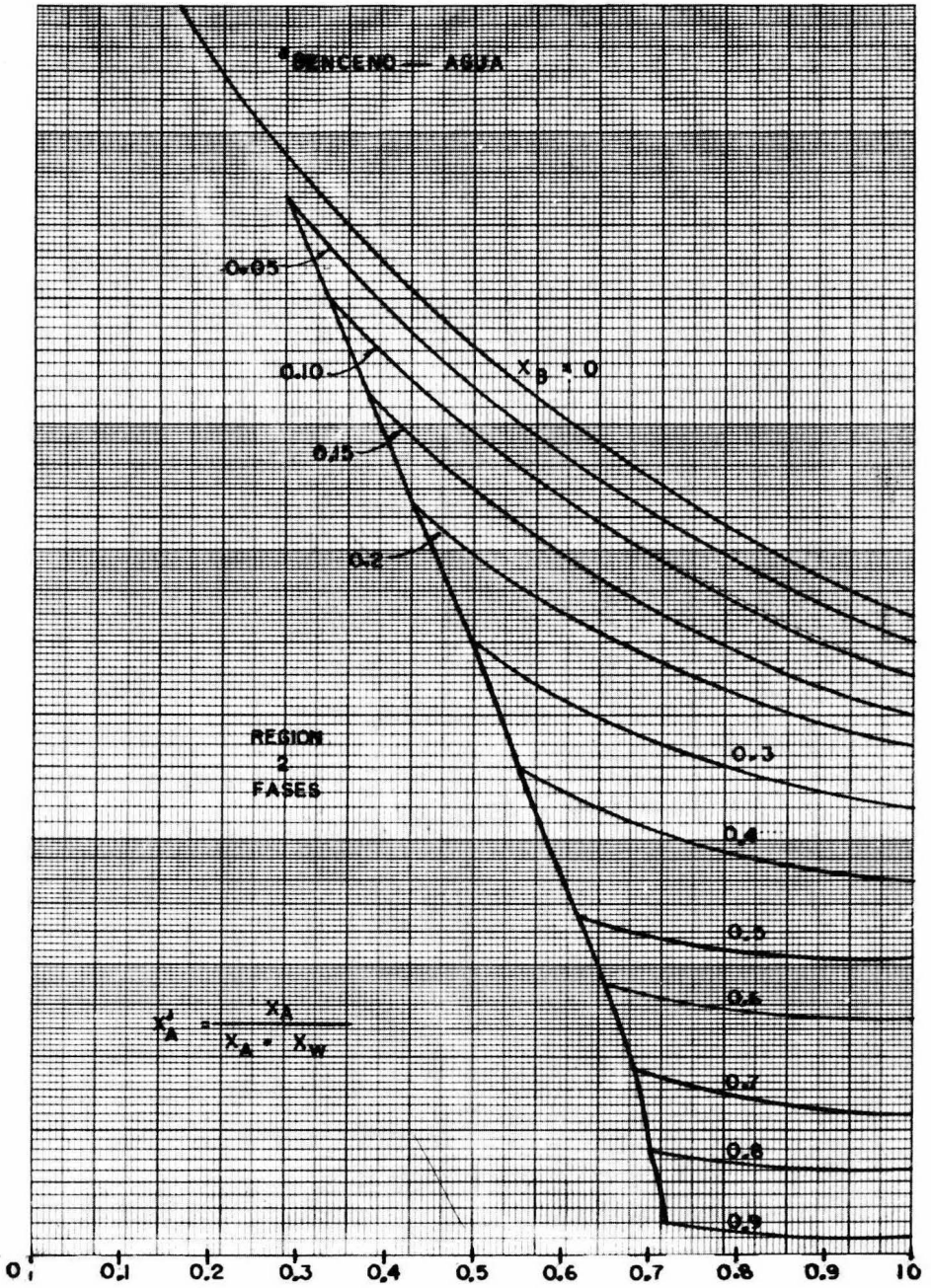
Quando se conoce la volatilidad relativa de los componentes, los cálculos de equilibrio pueden hacerse utilizando la siguiente expresión:

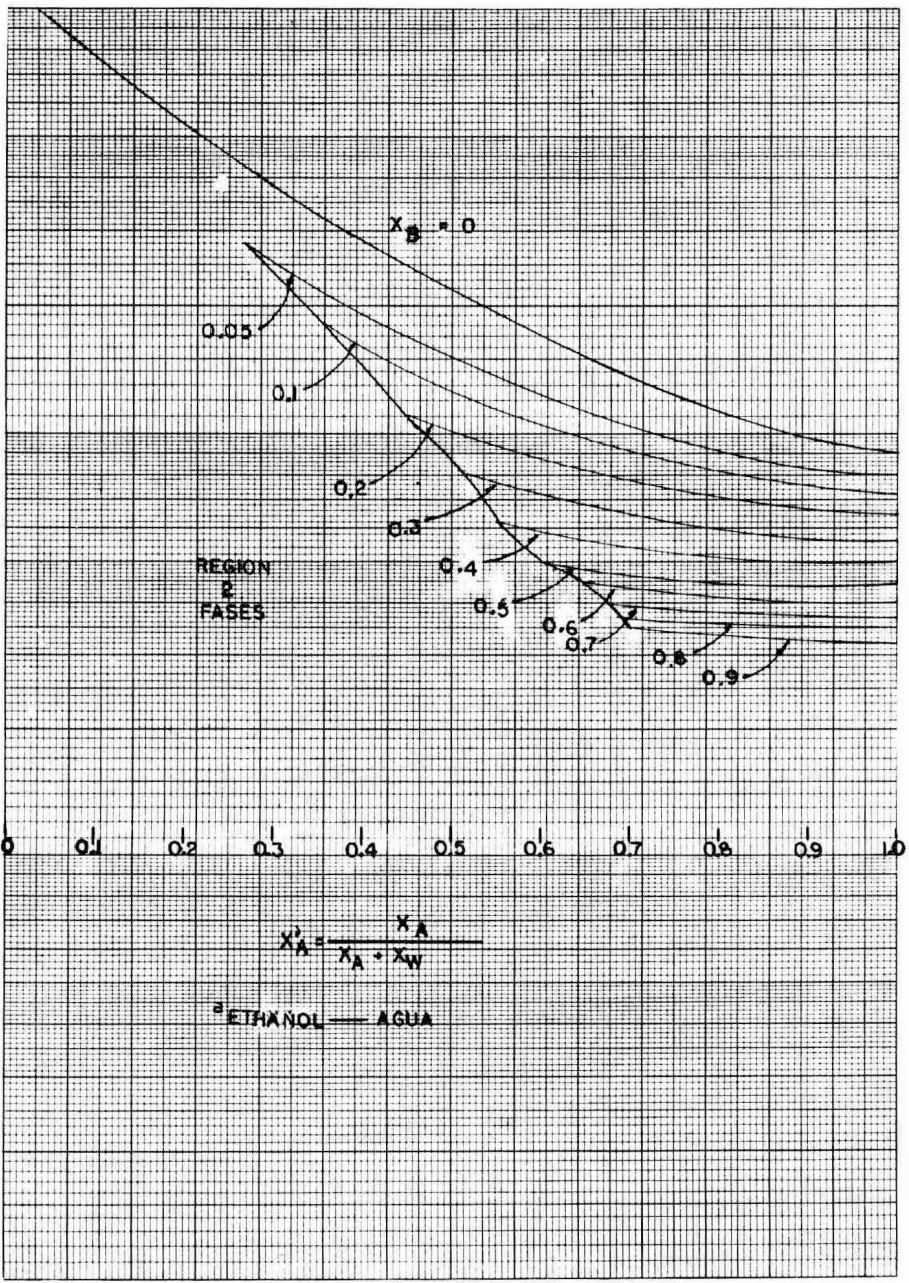
$$Y_1 = X_1 / \sum \alpha X$$

Si se conoce la volatilidad relativa de los componentes en función de la composición del líquido, calcular hacia arriba la columna, no ofrece ninguna dificultad puesto que la volatilidad relativa se deduce a partir de la composición del líquido que abandona el plato; pero si se calcula hacia abajo, se suponen valores de la volatilidad relativa, y el cálculo se hace por tanteos.

La volatilidad relativa varía poco con la temperatura o composición, y a menudo es justificable utilizar valores medios de la misma.

Cook y Barbaudy obtuvieron experimentalmente los datos de equilibrio líquido-vapor, los cuales se representan en las figuras 2 y 3, Los datos de equilibrio no son tan completos ni consistentes como se desearía, ya que éstas curvas, son de extrapolar o interpolación de datos.





C A P I T U L O I V

- 1.- PRODUCCION DE ALCOHOL ABSOLUTO POR DESTILACION AZEOTROPICA CON BENCENO.

PRODUCCION DE ALCOHOL ABSOLUTO POR
DESTILACION AZEOTROPICA CON BENCENO.

Se pretende obtener 24,000 litros diarios de alcohol de - 99.9% en volumen; se alimentarán 1,320 Kg/h de alcohol de 97.25% en volumen, composición que corresponde a la del punto azeotrópico.

La alimentación a la columna de deshidratación será:

$$\begin{aligned} F &= (1,320) \times \frac{0.9557}{46} + (1,320) \frac{0.0453}{18} \\ &= 27.424 + 3.322 \\ &= 30.746 \quad \text{Kg Mol/h.} \end{aligned}$$

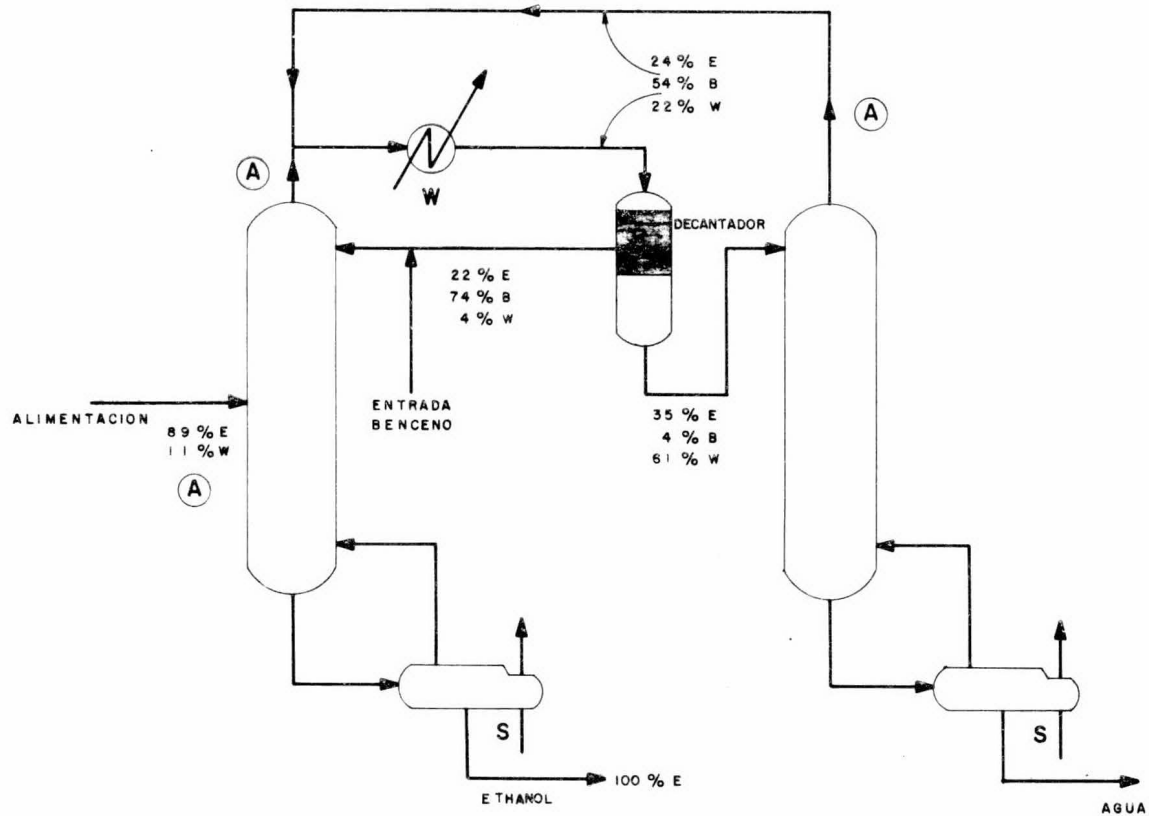
De la página 81, tenemos que la relación Benceno/Agua para una alimentación azeotrópica (95.57% Peso), es de 5,834 Kg Mol - Benceno/Kg Mol Agua; por lo que la cantidad total de Benceno será:

$$B = (1,320) \frac{0.0453}{18} (5,834) = 19.380 \quad \text{Kg Mol Benceno/h.}$$

La principal condición, es la de obtener por el fondo de la columna deshidratadora, un producto con la siguiente composición:

Etanol	99.9 % mol
Benceno	0.01% mol
Agua	0.09% mol

Por otra parte, y por economía del proceso, se necesita recuperar la mayor parte de benceno que sea posible, evitando las -



DESTILACION AZEOTROPICA PARA LA SEPARACION DE ALCOHOL Y AGUA
 USANDO BENCENO COMO EXTRACTOR
 (LAS COMPOSICIONES SE DAN EN MOL POR CIENTO)

pérdidas de éste en el decantador; por lo que la composición del -- producto de fondo de la segunda columna será:

Etanol	0.01	% mol
Agua	99.99	% mol

En el cálculo de la columna se fijan condiciones y se hacen suposiciones. Conociendo la alimentación y el producto de fondo, se hacen tentativas para determinar la relación óptima para las condiciones de operación dadas.

Al calcular varias relaciones de reflujo, se llegó a la -- conclusión de usar una relación de 1.25 Mol de líquido por cada Mol de vapor.

El cálculo de los platos, se iniciará, partiendo del fondo de la columna y usando una base de: $Q_m = 1$; $V_m = 0.6$ y $W = 0.2$

Con las fracciones mol del producto que sale por el fondo de la columna deshidratadora, se determina mediante las curvas de equilibrio, las volatilidades relativas del etanol y del benceno; la volatilidad relativa del agua se considera constante e igual a la unidad.

Cálculo de X' :

$$X' = \frac{\text{moles de etanol}}{\text{moles etanol} + \text{moles de agua.}}$$

$$X' = \frac{0.999}{0.999 + 0.0009} = 0.999$$

Ya que la concentración del benceno (0.0001), se aproxima a cero, leemos el valor de la volatilidad relativa para $x_B = 0$, obteniendo: $E = 0.89$; $B = 3.60$; $A = 1.0$

CALCULO DE LAS COMPOSICIONES DEL FONDO.

Calcularemos el producto αx , el cual nos sirve para -- calcular x_w , ó sea, el vapor que está en equilibrio con x_w .

$$(\alpha x_w) E = (0.89) (0.999) = 0.88911$$

$$(\alpha x_w) B = (3.60) (0.0001) = 0.00036$$

$$(\alpha x_w) A = (1.0) (0.0009) = \frac{0.0009}{0.89037}$$

Por lo tanto:

$$(Y_w) B = 0.00036/0.89037 = 0.00040$$

$$(Y_w) E = 0.88911/0.89037 = 0.99858$$

$$(Y_w) A = 0.0009/0.89037 = 0.00101$$

CALCULO DE LAS COMPOSICIONES EN EL PLATO 1.

El valor de x_1 , se obtiene de Y_w usando la ecuación 23 - de la línea de operación de cada componente abajo del plato de alimentación:

$$Y_m = R X_{m+1} - (w/V_m) X_w$$

$$Y_m = (D_m/V_m) X_{m+1} - (w/V_m) X_w$$

ó sea:

$$V_m Y_m = D_m X_{m+1} - w X_w$$

Sustituyendo valores, obtenemos:

$$0.8 Y_m = X_{m+1} - 0.2 X_w$$

$$X_{m+1} = 0.8 Y_m + 0.2 X_w$$

Esta ecuación representa la línea de operación para el benceno; de la misma manera, se obtienen las ecuaciones para el etanol y el agua:

$$X_{m+1} = 0.8 Y_m + 0.199716 \quad \text{Para el alcohol.}$$

$$X_{m+1} = 0.8 Y_m + 0.000101 \quad \text{Para el agua.}$$

Al sustituir valores, se obtiene:

$$X_{1B} = (0.8)(0.0004) + 0.2(0.0001) = 0.000344$$

$$X_{1E} = (0.8)(0.99858) + 0.2(0.999) = 0.998664$$

$$X_{1A} = (0.8)(0.00101) + 0.2(0.0009) = 0.000988$$

Con estos nuevos valores de X_1 , se determina Y_1 , y así - se calcula la fracción mol en el vapor del plato 1.

$$X' = \frac{0.998664}{0.998664 + 0.000988} = 0.99901$$

$$\alpha_B = 3.60 ; \alpha_E = 0.89 \text{ y } \alpha_A = 1.0$$

$$(\alpha X_1)_B = (3.6)(0.000344) = 0.0012384$$

$$(\alpha X_1)_E = (0.89)(0.998664) = 0.8888100$$

$$(\alpha X_1)_A = (1.0)(0.000988) = \frac{0.000988}{0.8910364}$$

$$Y_{1B} = 0.0012384/0.8910364 = 0.001389$$

$$Y_{1E} = 0.889/0.8910364 = 0.9974$$

$$Y_{1A} = 0.000988/0.8910364 = 0.00110$$

CALCULOS PARA EL PLATO 2.

$$X_{2B} = (0.8)(0.001389) + 0.2(0.0004) = 0.00119$$

$$X_{2E} = (0.8)(0.9974) + 0.2(0.99858) = 0.99763$$

$$X_{2A} = (0.8)(0.00110) + 0.2(0.00101) = 0.00108$$

$$X' = \frac{0.99763}{0.99763 + 0.00108} = 0.9989$$

$$\alpha_B = 3.6 ; \alpha_E = 0.89 \text{ y } \alpha_A = 1.0$$

$$(\alpha x_{2B}) = (3.6)(0.00119) = 0.004284$$

$$(\alpha x_{2E}) = (0.89)(0.99763) = 0.88789$$

$$(\alpha x_{2A}) = (1.00)(0.00108) = \frac{0.00108}{0.893254}$$

$$Y_{2B} = 0.004284 / 0.893254 = 0.004795$$

$$Y_{2E} = 0.88789 / 0.893254 = 0.99394$$

$$Y_{2A} = 0.00108 / 0.893254 = 0.001209$$

CALCULOS PARA EL PLATO 3.

$$x_{3B} = (0.8)(0.004795) + 0.2(0.001389) = 0.004112$$

$$x_{3E} = (0.8)(0.99394) + 0.2(0.9974) = 0.99463$$

$$x_{3A} = (0.8)(0.001209) + 0.2(0.0011) = 0.00118$$

$$x' = 0.99463 / 0.99463 + 0.00118 = 0.998815$$

$$\alpha_B = 3.60 ; \alpha_E = 0.89 \text{ y } \alpha_A = 1.0$$

$$(\alpha x_3)_B = (3.60)(0.004112) = 0.0148032$$

$$(\alpha x_3)_E = (0.89)(0.99463) = 0.88522$$

$$(\alpha x_3)_A = (1.00)(0.00118) = \frac{0.00118}{0.9012032}$$

$$Y_{3B} = 0.0148 / 0.9012 = 0.01642$$

$$Y_{3E} = 0.88522 / 0.9012 = 0.98224$$

$$Y_{3A} = 0.00118 / 0.9012 = 0.00131$$

CALCULOS PARA EL PLATO 4.

$$X_{4B} = (0.8)(0.01642) + 0.2(0.004795) = 0.01409$$

$$X_{4E} = (0.8)(0.98224) + 0.2(0.99394) = 0.98458$$

$$X_{4A} = (0.8)(0.00131) + 0.2(0.001209) = 0.00129$$

$$x' = \frac{0.98458}{0.98458 + 0.00129} = 0.99869$$

$$\alpha_B = 3.40 \quad \alpha_E = 0.87 \quad \text{y} \quad \alpha_A = 1.0$$

$$(\alpha x_4)_B = (3.40)(0.01409) = 0.047906$$

$$(\alpha x_4)_E = (0.87)(0.98458) = 0.856584$$

$$(\alpha x_4)_A = (1.00)(0.00129) = \frac{0.00129}{0.905780}$$

Como los cálculos para todos los platos son similares a los expuestos, indicaremos únicamente el resultado final de las operaciones:

	x_4	$0.8Y_4$	x_5	α	x_5	$0.8Y_5$
B	0.047906	0.0354	0.03542	3.20	0.113	0.10
E	0.856584	0.764	0.9638	0.82	0.79	0.70
A	<u>0.00129</u> 0.905780	0.00106	0.00124	1.00	<u>0.00124</u> 0.90424	0.0011

	x_6	α	αx_6	$0.8Y_6$	x_7	α
B	0.10	2.5	0.250	0.22	0.22	1.58
E	0.8998	0.73	0.657	0.579	0.7788	0.62
A	0.00129	1.00	<u>0.00129</u> 0.90829	0.00114	0.00132	1.00

	αx_7	$0.8Y_7$	x_8	α	αx_8	$0.8Y_8$
B	0.348	0.335	0.335	0.98	0.328	0.382
E	0.483	0.464	0.664	0.54	0.358	0.417
A	<u>0.00132</u> 0.83232	0.00127	0.00145	1.00	<u>0.00145</u> 0.68745	0.00169

	x_9	α	αx_9	$0.8Y_9$	x_{10}	α	αx_{10}
B	0.382	0.82	0.313	0.396	0.396	0.76	0.301
E	0.617	0.515	0.317	0.402	0.602	0.50	0.301
A	0.00187	1.00	<u>0.00187</u> 0.63187	0.00237	0.00255	1.00	<u>0.00255</u> 0.60455

	$0.8Y_{10}$	αX_{11}	X_{11}	$0.8Y_{11}$	X_{12}	αX_{12}	$0.8Y_{12}$
B	0.398	0.398	0.302	0.400	0.400	0.304	0.400
E	0.398	0.598	0.299	0.396	0.596	0.298	0.393
A	0.00337	0.00355	$\frac{0.00355}{0.60455}$	0.0047	0.0049	$\frac{0.0049}{0.6069}$	0.00645

	X_{13}	αX_{13}	$0.8Y_{13}$	X_{14}	αX_{14}	$0.8Y_{14}$	X_{15}
B	0.400	0.304	0.400	0.400	0.304	0.399	0.399
E	0.593	0.297	0.392	0.592	0.296	0.389	0.589
A	0.0066	$\frac{0.0066}{0.6076}$	0.0087	0.0089	$\frac{0.0089}{0.6089}$	0.0117	0.0119

	αX_{15}	$0.8Y_{15}$	X_{16}	αX_{16}	$0.8Y_{16}$	X_{17}	α
B	0.303	0.398	0.398	0.302	0.395	0.395	0.76
E	0.295	0.387	0.587	0.294	0.384	0.584	0.51
A	$\frac{0.0119}{0.6099}$	0.0156	0.0158	$\frac{0.0158}{0.6118}$	0.0206	0.0208	1.00

	αX_{17}	$0.8Y_{17}$	X_{18}	αX_{18}	$0.8Y_{18}$	X_{19}	α
B	0.301	0.389	0.389	0.296	0.382	0.382	0.82
E	0.298	0.385	0.585	0.298	0.384	0.584	0.52
A	$\frac{0.0208}{0.6198}$	0.0268	0.027	$\frac{0.027}{0.621}$	0.0348	0.035	1.00

	αX_{19}	$0.8Y_{19}$	X_{20}	αX_{20}	$0.8Y_{20}$	X_{21}	α
B	0.314	0.385	0.385	0.316	0.385	0.385	0.82
E	0.304	0.373	0.573	0.298	0.363	0.563	0.53
A	$\frac{0.035}{0.653}$	0.0429	0.431	$\frac{0.043}{0.657}$	0.0524	0.0526	1.00

	αX_{21}	$0.8Y_{21}$	X_{22}
B	0.316	0.380	0.380
E	0.298	0.358	0.558
A	$\frac{0.0526}{0.6666}$	0.063	0.0632

La relación de alimentación de los componentes clave es $11/89 = 0.123$, y con ésta podría hacerse el cambio de la sección -- inferior a la superior.

Las relaciones para los platos 20, 21 y 22, son:

plato número 20: $(0.431 / 0.573) = 0.075218$

plato número 21: $(0.526 / 0.558) = 0.0935$

plato número 22: $(0.0632 / 0.558) = 0.11326$

Respectivamente, de lo cual, podría suponerse que el plato de alimentación más adecuado es el número 22, pero es aconsejable que la línea de alimentación entre un poco más abajo del plato calculado, por lo cual, nuestro plato de alimentación será el 21.

De la forma en que calculamos los platos abajo de la lí--

nea de alimentación, se llevan a cabo los cálculos arriba del plato 21; usando la siguiente base: una mol de líquido y haciendo $D=11/345 = 0.032$, y $V = 1.032$, los resultados se dan a continuación:

	$1.032Y_{21}$	x_{22}	α	αx_{22}	$1.032Y_{22}$	x_{23}	α
B	0.490	0.490	0.52	0.255	0.507	0.507	0.475
E	0.462	0.462	0.465	0.215	0.428	0.428	0.460
A	0.0815	0.0495	1.00	$\frac{0.0495}{0.5195}$	0.0665	0.0665	1.00

	αx_{23}	$1.032Y_{23}$	x_{24}	α	αx_{24}	$1.032Y_{24}$	x_{25}
B	0.241	0.493	0.493	0.55	0.271	0.495	0.495
E	0.1965	0.402	0.402	0.475	0.191	0.348	0.348
A	$\frac{0.0665}{0.5040}$	0.136	0.104	1.00	$\frac{0.104}{0.566}$	0.158	0.190

	α	αx_{25}	$1.032Y_{25}$	x_{26}
B	0.69	0.342	0.52	0.52
E	0.52	0.181	0.273	0.273
A	1.00	$\frac{0.158}{0.682}$	0.239	0.207

El plato superior de la torre, es determinado por el reflujo, que debe corresponder a la capa de benceno en la región de los platos.

La composición X_{25} del líquido, está en la región de una sola fase, mientras que X_{26} , está dentro de la región de dos fases; este último valor podría satisfacerse, si se reflujara una mezcla de dos capas líquidas, pero resulta inconveniente, por lo que los platos teóricos a considerar, serán 25.

DETERMINACION DEL NUMERO REAL DE PLATOS.

De acuerdo a la definición de plato teórico, en el que se supone una eficiencia del 100%, el vapor ascendente de él, está en equilibrio con el líquido descendente.

Si el plato considerado, no actúa como plato teórico, o sea, que en este no llega a alcanzarse el equilibrio entre el líquido y el vapor, la concentración de éste último, será inferior a la teórica.

El hecho de que la mayoría de los platos tengan eficiencias inferiores al 100%, se debe de tomar en cuenta al final del cálculo del número de platos.

La eficiencia de un plato, está en relación del enriquecimiento efectuado por el mismo y el enriquecimiento máximo posible, que se alcanzaría si en el plato se obtuvieran las condiciones de equilibrio.

La eficiencia media de un plato, se define por:

$$E_m = (Y_n - Y_{n-1}) / (Y_n^* - Y_{n-1})$$

Siendo Y_n , el valor de equilibrio correspondiente a X_n ; se toma éste valor E_m , y se supone constante a lo largo de la columna.

En la mayoría de los casos, varía de 0.6 a 0.8 aún y cuando puede saltar éste rango, según las condiciones de operación.

El número de platos reales N , viene dado en función del número de platos teóricos n_t , y la eficiencia media, por la siguiente expresión:

$$N = \frac{n_t}{E_m}$$

Considerando una eficiencia del 70%, el número de platos reales, será:

$$N = \frac{25}{0.7} = 36 \text{ Platos}$$

CALCULO DEL DIAMETRO Y ALTURA DE LA COLUMNA.

En el diseño de una columna de destilación, sigue en importancia al número de platos, el cálculo del área de la sección transversal de la columna.

Esta sección es casi siempre circular y se calcula como la de una tubería, a partir del flujo que circula a través de ella, pudiendo calcular dicha área, con la siguiente ecuación:

$$A = \frac{Q(22.4)(273 + t)(760)}{V(3,600)(273) P}$$

Donde:

A = área de la sección transversal en M^2

Q = flujo del vapor en mol/h.

V = velocidad del vapor en m/sec.

P = presión absoluta media de trabajo en mmHg.

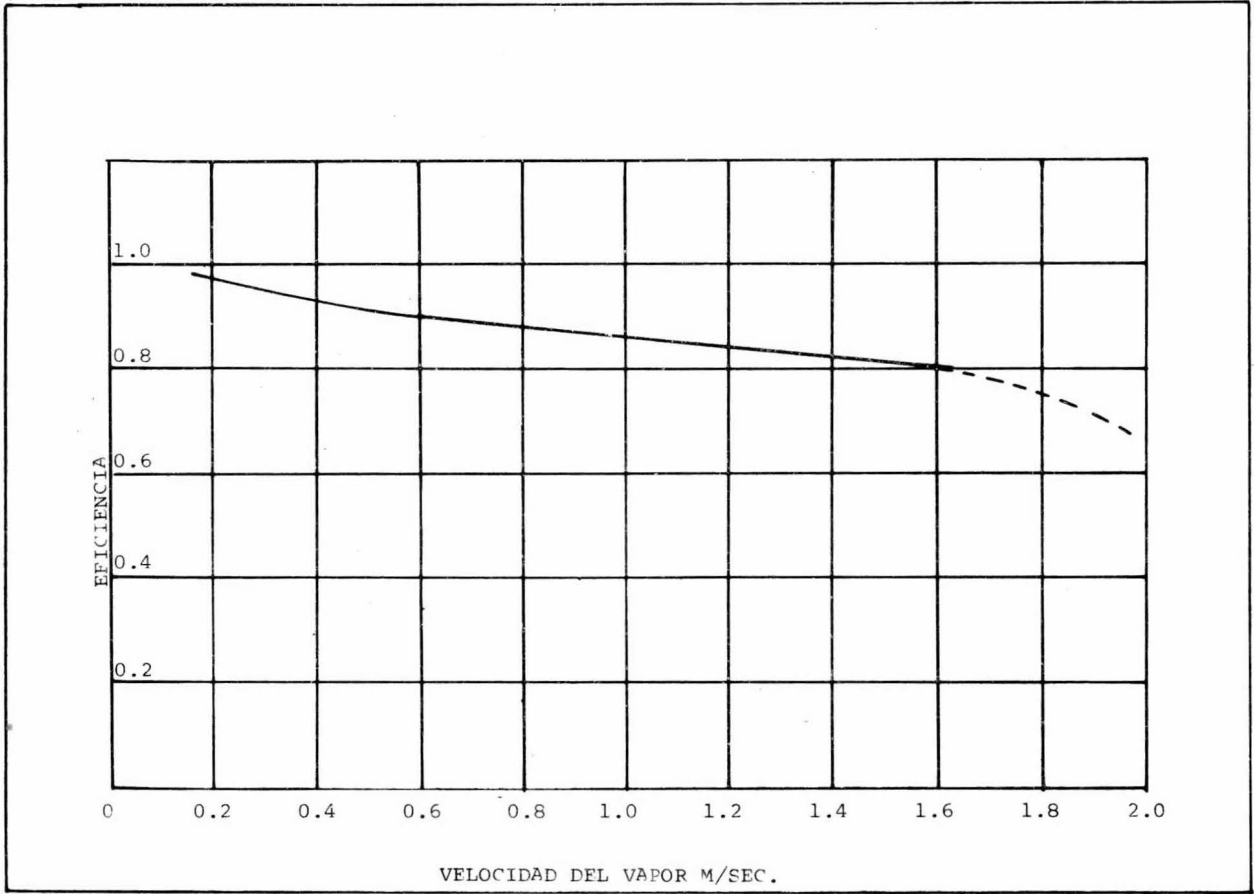
ELECCION DE LA VELOCIDAD DEL VAPOR.

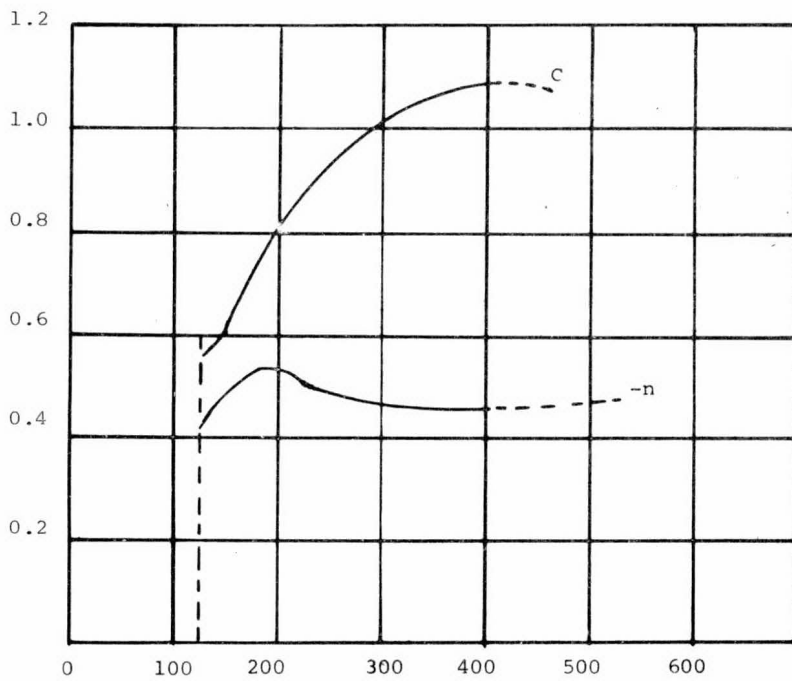
Como los platos de campana, son los más empleados, tanto por su elasticidad de carga, como por la resistencia a las obstrucciones, se emplearán platos de éste tipo, por lo que para elegir la velocidad del vapor, se van a utilizar los datos experimentales representados en las figuras 4 y 5.

En la figura 4, se representa la eficiencia de los platos en función de la velocidad de los vapores para diferentes distancias entre plato y plato.

De acuerdo con ésta figura, la eficiencia de los platos disminuye con la velocidad de los vapores para cualquier distancia entre platos; esta disminución, se debe a la reducción del tiempo de retención entre ambas fases y resulta más pequeña, cuando mayor es la distancia entre platos.

Para distancias grandes, por ejemplo $H = 500$ mm, la eficiencia de los platos permanece casi constante dentro de un extenso intervalo de velocidades; debiéndose esto a que con la velocidad aumentan los coeficientes de transporte de calor y materia y -





DISTANCIA ENTRE PLATOS

también aumenta la superficie de contacto entre las fases.

En la figura 5, se representa la velocidad lineal del vapor correspondiente al gasto en masa del mismo, frente al peso específico; las representaciones obtenidas para determinadas distancias entre platos, son líneas rectas que siguen la ecuación:

$$v = C \gamma^n$$

Donde:

v = velocidad lineal del vapor en m/sec.

γ = peso específico del vapor

C = constante que varía con la distancia entre platos, -- según la figura número 4.

El exponente n del peso específico del vapor en la figura 6, puede suponerse aproximadamente igual a -0.5 . según la misma figura, la magnitud C , depende también de la distancia H , en consecuencia la velocidad óptima V_o , puede expresarse por la siguiente ecuación:

$$V_o = 1.74 \sqrt{\frac{H}{\gamma}}$$

En esta ecuación, se representa V_o en m/seg., H en mm, γ en Kg/m^3 ; la distancia elegida según la figura 5, es de 400 mm.

CALCULO DE LA VELOCIDAD DE VAPOR.

La presión atmosférica promedio en la ciudad de México, -

es de 586 mmHg, pero se trabajará a una presión manométrica de 0,8 Kg/cm², ó sea, una presión absoluta de 1,173 mmHg; la temperatura de ebullición del etanol anhidro a esta presión, es de 88°C, pero se tomará para cálculo, una temperatura de 80°C, ya que a medida que asciende el vapor, se va enfriando por la acción del reflujo; éste aumento en el punto de ebullición, es con el fin de evitar -- que el benceno contamine el fondo de la columna.

Sustituyendo valores, se obtiene:

$$V = 1.74 \sqrt{\frac{0.4}{2.4}} = 0.71 \text{ m/seg.}$$

Por lo que diámetro de la columna, será:

$$A_c = \sqrt{\frac{(156)(22.4)(351)(760)}{(0.71)(3,600)(273)(1,173)}}$$

$$A_c = \sqrt{1.137 \text{ m}^2}$$

y el diámetro será:

$$D_c = \sqrt{\frac{1.137}{0.7854}} = 1.2032 \text{ m}$$

Elegida la distancia entre platos y suponiendo tres metros para el fondo y un metro en la parte superior; la altura total de la columna será:

$$h = N \times H + 4$$

$$h = (36)(0.4) + 4 = \underline{18.5 \text{ m}}$$

ESQUEMA DEL PISO.

El diseño de plato incluye en primer lugar la selección - del tipo de éste, Para columnas con un diámetro menor de 183 cms., se recomienda usar platos del tipo de flujo cruzado.

Area de la sección transversal del rebosadero A_R . En la práctica, se recomienda que el área del rebosadero, sea un 10% del área de la sección transversal de la columna, debiendo ser un segmento circular.

$$A_R = (0.1)(A) = (0.1)(1.20) = 0.120 \text{ m}$$

SELECCION DE LAS CAMPANAS.

Para seleccionar las campanas, pueden aceptarse las siguientes normas:

Diámetro Columna: (m) 0.75 - 1.20 1.20 - 2.40 2.40 - 3.70 3.70

Diámetro Campana: (inch) 3 4 5 6

Encontrándose frecuentemente desviaciones en ambos sentidos; seleccionamos las campanas de 4 pulgadas (10.16 cms), que es el tamaño comúnmente usado en la industria.

Una campana bien diseñada, deberá tener iguales el área - de la chimenea A_C , el área cilíndrica de paso del gas entre el borde superior de la chimenea y la parte superior de la campana A_{SC} ; - el área anular alrededor de la chimenea A_a , y el área de las ranuras.

La relación óptima entre el área libre de la columna y - el área total de la chimenea es de 10, es decir:

$$(n)(A_c) = (0.1)(A) = (0.1)(1.20) = 0.120 \text{ m.}$$

Donde n es el número total de campanas en un plato; por- lo que el número total de campanas, será:

$$(n)(A_c) = A_a = 0.120 = (n)(0.7854 d_c)$$

Donde d_c , es el diámetro interno de la campana.

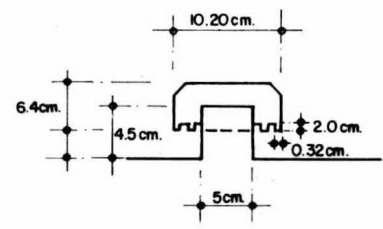
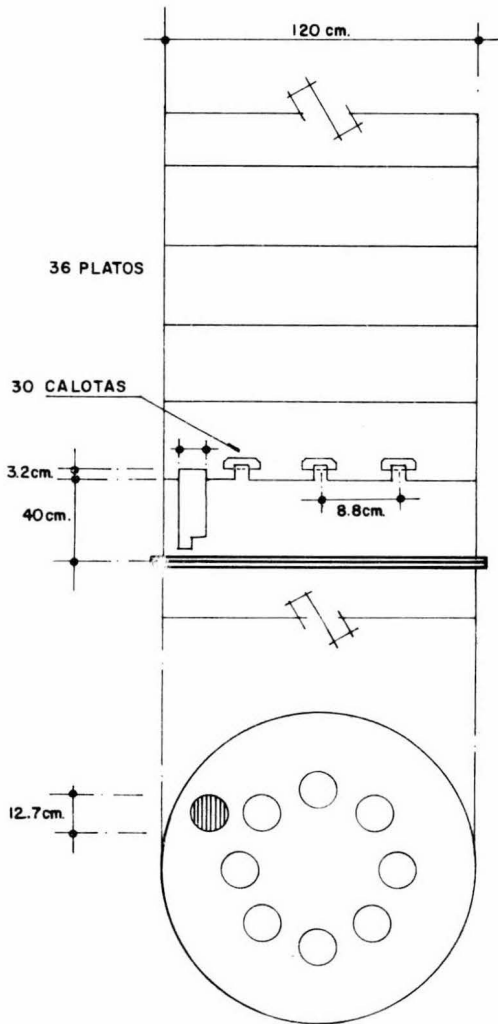
$$(0.7854)(n)(d_c) = n (A_c + A_n) = 2nA_c = 2(0.120)$$

$$(0.7854)(n)(0.1016^2) = 0.240 \text{ m}^2$$

$$n = 0.240 / (0.7854)(0.1016^2) = 30$$

Estos cálculos, nos sirven como una referencia aproxima- da de las dimensiones del plato y campanas; para nuestras condicig nes de 120 cms de diámetro de la columna, distancia entre platos - de 40 cms, del tipo de flujo cruzado, los standards recomendados - son: Material de construcción Cobre

Calibre	14 BWG
Diámetro nominal	10.16 cms
Altura total	6.35 cms
Número de ranuras	42
Tipo de ranura	Rectangular
Ancho de ranura	0.32 cms



DETALLE DE CALOTAS

**CORTE DE COLUMNA
DESHIDRATADORA**

Altura de ranura	1.90 cms
Chimenea:	
Calibre	12 BWG
Diámetro nominal	5 cms
Altura	4.45 cms (4.45)
Ranura del elevador	1.25 cms
Espacio entre (campanas)	3.75 cms
Arreglo de campanas	tresbolillo
Diámetro de la bajante	12.70 cms
Area de la bajante	0.0126 m ²
Altura del vertedero	3.18 cms
Sello estático de líquido	1.25 cms

CONDENSADOR.

Los vapores de la mezcla ternaria que salen por la parte superior de la torre tienen una temperatura de 68°C a la presión de operación (1,173 mmHg), por lo que ésta es la temperatura de operación. El calor latente que se debe quitar al vapor para llegar a obtener condensación, es de 925,634 Kcal/h.

El agua de enfriamiento entra al condensador a 23°C y sale a 50, por lo que la cantidad de agua de enfriamiento será:

$$W_a C_{pa} (T_2 - T_1) = Q = 925,634$$

Donde:

W_a = Cantidad de agua de enfriamiento, Kg/h.

C_p = Calor específico del agua, Kcal/Kg°C.

T_2 = Temperatura de salida del agua °C

T_1 = Temperatura de entrada del agua °C

$$w_a (1) (50 - 28) = 925,634$$

$$w_a = \frac{925,634}{(1)(50-28)} = 42,074 \text{ Kg/h.}$$

Cálculo de la superficie de transferencia de calor.

El método de cálculo se basará en el "Heat Transfer" de Donald Q. Kern.

Nomenclatura:

K	Conductividad Técnica	Kcal/h-m°C
ρ	Densidad	Kg/lt.
C_p	Calor específico	Kcal/kg°C
M	Viscosidad	Kg/m-h.
D_i	Diámetro interior de tubo	m
D_o	Diámetro exterior de tubo	m
A_t^1	Area de flujo en un tubo	m ²
A_t	Area de flujo total	m ²
P_t	Paso del tubo	m
N_t	Número de tubos efectivos en un haz	
G_t	Masa velocidad en un tubo	Kg/h-m ²
R_e	Número de Reynolds	
V	Velocidad	m/sec.

g	Aceleración de la gravedad	m/h^2
G	Carga del condensador (Para condensadores horizontales)	$Kg/h-m$
T_m	Temperatura media logarítmica	$^{\circ}C$
T_y	Temperatura del vapor que condensa	$^{\circ}C$
T_a	Temperatura agua de enfriamiento	$^{\circ}C$
T_f	Temperatura de película	$^{\circ}C$
T_w	Temperatura de pared	$^{\circ}C$
h_i	Coficiente de transferencia de calor Para líquido interior	$Kcal/h\ m^2\ ^{\circ}C$
h_o	Idem líquido exterior	$Kcal/h\ m^2\ ^{\circ}C$
h_{io}	Coficiente promedio de película en la condensación:	$Kcal/h\ m^2\ ^{\circ}C$
U_c	Coficiente total de transferencia de calor limpio	$\frac{Kcal}{h\ m^2\ ^{\circ}C}$
U_d	Coficiente total de transferencia de calor de diseño	$\frac{Kcal}{h\ m^2\ ^{\circ}C}$
R_d	Factor de obstrucción combinado	$h\ m^2\ ^{\circ}C/Kcal.$

Se usarán tubos de 3 metros de longitud y 0.019 m de diámetro exterior 14 BWG acero al carbón arreglados en triángulo de -- 0.024 m de paso. El condensador operará a contracorriente y posición horizontal. Los coeficientes de película de condensación (h_o) generalmente varían de 732 a 1,454 $Kcal/h\ m^2\ ^{\circ}C$.

Los coeficientes totales de diseño, incluyendo un factor-

de obstrucción igual a 0.00041 para líquidos orgánicos medios, varían de 244 a 610 kcal/h m² °C.

Se hicieron varias suposiciones del coeficiente total U_d y a continuación se anotan los cálculos del condensador que se considera satisfactorio para las condiciones propuestas:

DATOS:

$$D_i = 0.017 \text{ m}$$

$$D_o = 0.019 \text{ m}$$

$$A_t^1 = (0.0023 \text{ ft}^2 \frac{0.09 \text{ m}^2}{\text{ft}^2}) = 0.00021 \text{ m}^2$$

$$L = 3 \text{ m}$$

$$P_t = 0.024 \text{ m}$$

ARREGLO TRIANGULAR

$$T_a = (28 + 50)/2 = 39 \text{ °C}$$

$$T_v = 68 \text{ °C}$$

$$AT_m = \frac{(T_v - T_1) - (T_v - T_2)}{1 \text{ m} \frac{T_v - T_1}{T_v - T_2}} = \frac{(68 - 28) - (68 - 50)}{1 \text{ m} \frac{68 - 28}{68 - 50}} = 27.8 \text{ °C}$$

$$Q = 925,634 \text{ kcal/h}$$

$$\text{Para } U_d = 586 \text{ kcal/h m}^2 \text{ °C}$$

$$A = \frac{925,634}{586 \times 27.8} = 56.82 \text{ m}^2$$

$$A = 56.82 = D L N$$

$$N = \frac{56.82}{3 \times 0.019 \times 3.14} = 317 \text{ Tubos}$$

Suponiendo 4 pasos en los tubos, ya que la cantidad de agua no es muy grande; el número de tubos según tablas, será de 308, con una coraza de 60 cms.

El área corregida será:

$$A = (308)(3)(0.019)(3.14) = 55.12 \text{ m}^2$$

Coefficiente corregido

$$U = \frac{925.634}{55.12 \times 27.8} = 604 \frac{\text{Kcal}}{\text{hm}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

Cálculo de h_i :

$$\begin{aligned} P &= 302.5 \text{ Kg/m}^2 \\ M &= 2.454 \text{ Kg/h-m} \\ K &= 1.776 \text{ Kcal/h m } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$W_a = 42,074 \text{ Kg/h}$$

$$A_t^1 = 0.00021 \text{ m}^2$$

$$A_t = \frac{A_t^1 \times N_{\text{tubos}}}{N_{\text{pasos}}} = \frac{0.00021 \times 308}{4} = 0.0162 \text{ m}^2$$

$$\text{Masa velocidad total } G = \frac{42,074}{0.0162} = 2'597,160.49 \frac{\text{Kg}}{\text{h m}^2}$$

$$\text{Velocidad } V = \frac{2'597,160.49}{302.5 \times 3,600} = 2.385 \text{ m/sec.}$$

De la figura 25 del Kern, tenemos; que a 39°C y 2.385 m/sec.

$$h_i = 640 \times 4.88 = 3,123 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

Por lo que

$$h_{io} = 3,123 \times \frac{0.016}{0.019} = 2,630 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

Cálculos del lado de la coraza:

Suponiendo $h = N_o = 976 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

$$T_w = T_a + \frac{N_o}{N_o + N_{io}} (T_v - T_a)$$

$$= 39 + \frac{976}{976 + 2,630} (68 - 39) = 47 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_f = \frac{T_w + T_v}{2} = \frac{47 + 68}{2} = 57.5 \text{ }^\circ\text{C}$$

Como no contamos con datos de las propiedades físicas de la mezcla ternaria, usaremos las propiedades físicas del componente cuyo peso molecular se aproxima al peso molecular de la mezcla:

Peso molecular de la mezcla: 46.0

Este corresponde con bastante aproximación al peso molecular del -- etanol, cuyas propiedades se emplearán para el cálculo:

$$T_f = 57.5^\circ\text{C}$$

$$K_f = 4.39$$

$$P_f = 739.33 \text{ Kg/m}^3$$

$$M = 3.57 \frac{\text{Kg}}{\text{h} - \text{m}}$$

Comprobación de \bar{N}

$$\bar{N} \left[\frac{m_t^2}{h_f^2 f} \right]^{1/3} = 1.5 \left(\frac{4 G^{11}}{m_f} \right)^{-1/3}$$

$$g = 9.82 \quad \text{m/sec}^2$$

Carga del Condensador.

$$(G^{11}) = \frac{w_v}{LN^{2/3}} = \frac{6,539}{3 \times (317)^{2/3}} = 46.88 \frac{\text{Kg}}{\text{h m}}$$

Sustituyendo en la ecuación para N_m

$$N_m = \left[\frac{(3.57)^2}{(0.018)(739.3)^2(9.82)} \right]^{1/3} = 1.5 \left(\frac{4 \times 46.88}{3.57} \right)^{-1/3}$$

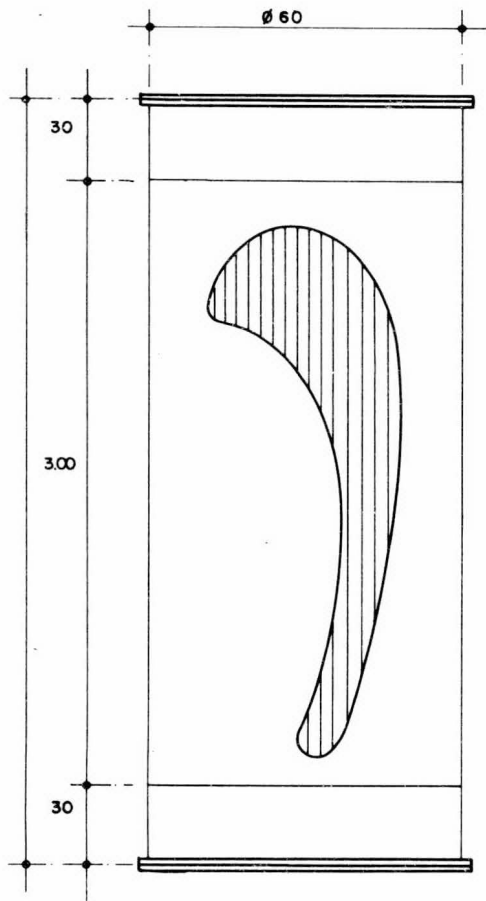
$$N = 0.469$$

$$\text{Finalmente: } N_m = N_o = 1,200 \frac{\text{Kcal}}{\text{h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

Tomando como base $N = 1,200$ en lugar de la supuesta 976, obtenemos un nuevo valor de T_w y T_f para dar un valor más exacto de N_m basado en las nuevas propiedades del fluido a la nueva T_f . Esto no es necesario debido a que las propiedades del condensador no cambian de una forma radical.

Coefficiente total limpio U_c :

$$U_c = \frac{N_{io} \times N_o}{N_{io} \times N_o} = \frac{2,630 \times 1,200}{2,630 \times 1,200} = \frac{3,156,000}{3,830} = 824.021 \frac{\text{Kcal}}{\text{h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$



NUMERO DE FLUXES 308

$\varnothing = 1.9 \text{ cm. } 14 \text{ BWG.}$

$L = 3.00 \text{ Mts.}$

SUPERFICIE TRANSMISORA
DE CALOR = 55.2 M²

CONDENSADOR DE LA MEZCLA
TERNARIA

Si el condensador es el adecuado, el factor de obstrucción requerido debe chequear con el factor de obstrucción calculado:

$$\text{Factor de Obstrucción } R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$R_d = \frac{824 - 604}{824 \times 604} = \frac{220}{497,696} = 0.000442$$

Como puede observarse, el factor de obstrucción calculado- está próximo al requerido (0.00041)

RESUMEN DEL DISEÑO.

	Interior de tubos	Exterior de tubos
Fluido en circulación:	Agua	Etanol/Benceno/Agua.
Vapor que entra :	----	6,539 KG.
Líquido :	4,274 Kg	
Condensado:	-----	6,539 KG.
Temperatura de entrada:	28°C	68°C
Temperatura de salida :	50°C	68°C
Número de pasos :	4	1
Superficie total de transf. de calor :		55.2 m ²
Coefficiente total de diseño :		604 Kcal/h m ² °C
Longitud de los tubos :		3 m
Diámetro exterior de los tubos :		1.9 cms. 14 BWG.
Diámetro de la coraza :		60 cms.
Material :		Acero al carbón.

DECANTADOR DE BENCENO.

Es un recipiente cilíndrico en posición vertical, provisto

de una mampara vertical que divide al decantador en dos compartimen-
tos. La posición vertical, nos dará una buena separación de la fa-
se acuosa y de la fase benceno, ya que a mayor altura, aumentará la
distancia entre la entrada de la mezcla y el extremo de la mampara-
de separación, evitando el arrastre de la mezcla ternaria llega al-
primer compartimento en donde se efectúa la separación. El nivel -
del líquido empieza a subir, y al llegar al extremo de la mampara,-
el benceno derrama en el segundo compartimento.

La separación de las dos fases es instantánea, pero, para
evitar contaminaciones con el agua, el tiempo de residencia en el -
primer compartimento es de diez minutos. La cantidad de condensado
que llega al decantador es de 534 Kg/h. El peso específico del con-
densado a la temperatura de condensación, es de aproximadamente - -
 0.71 Kg/m^3 , de acuerdo a ésto, el gasto volumétrico que llega al --
decantador es de $9.2 \text{ m}^3/\text{h}$.

Tomando en cuenta el tiempo de residencia en el primer --
compartimento, el volumen de éste es:

$$V = (9.2) \times \left(\frac{10}{60}\right) = 1.53 \text{ m}^3$$

El volumen del segundo compartimento también será igual -
al primero, y el volumen de éste es:

$$V_t = 2 (1.53) = 3.06 \text{ m}^3$$

La relación L/D para recipientes cilíndricos, varía entre
1.5 y 2.0.

El cálculo de las dimensiones se hará, tomando una relación $L/D = 1.5$

$$V_t = \frac{\pi}{4} D^2 L = 3.06 \text{ m}^3$$

$$L = 1.5 D$$

$$\frac{\pi}{4} D^2 (1.5 D) = 3.06$$

$$\frac{\pi}{4} (1.5)^3 D^3 = 3.06$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{3.06 \times 4}{1.5 \pi}} = 1.38 \text{ m}$$

$$L = 1.5 \times 1.38 = 2.07 \text{ m}$$

CARACTERISTICAS DEL DECANTADOR.

Servicio	Decantador de Benceno
Posición	Vertical
Altura	2.07 m
Diámetro	1.38 m
Espesor de pared	6.0 mm.
Presión de trabajo	Atmosférica
Mamparas de separación	1
Material	Acero al carbón

TORRE DE RECUPERACION DE BENCENO Y ALCOHOL.

La fase acuosa del decantador de benceno representa un 17.5% en peso de la mezcla total, y su composición es la siguiente: (Ver tabla VI Pags. 59-60):

Componente	% Peso
Agua	35
Etanol	55
Benceno	10

Como puede apreciarse, la cantidad de benceno es pequeña - comparada con el alcohol, de acuerdo con esto, para el cálculo de la columna se puede prescindir del benceno y considerar que se trata de una mezcla binaria de alcohol-agua, y los cálculos se efectuarán bajo esta consideración.

Se puede suponer que la mezcla tiene la siguiente composición:

Agua:	40%
Alcohol:	60%

El número de platos de rectificación tiene una solución -- gráfica muy sencilla, aceptando de antemano el concepto de plato -- teórico en el que se supone que el vapor y el líquido están en equilibrio.

A continuación se hace el balance de materia en la columna, se calculan las composiciones molares en la alimentación (X_F) y en el Domo (X_D); se establecen las ecuaciones de las rectas de operación de la zona de rectificación y agotamiento; se determina el punto de intersección de las 2 rectas de operación y por último se grafican los datos necesarios para obtener el número de platos teóricos; la nomenclatura será la misma que se usó en el cálculo de la -- columna de deshidratación.

La mezcla ternaria que llega al decantador es de 6,539 -- Kg/h. y la fase acuosa que representa el 17.5% de ésta mezcla, es la alimentación para la torre número dos.

Por lo tanto:

$$F_2 = (0.175)(6,539) = 1,144.32 \text{ Kg/h.}$$

Se pretende obtener las siguientes composiciones (% Peso) por el domo y por el fondo:

Compuesto	Domo	Fondo
Etanol:	99.00	1.00
Agua:	1.00	99.00

La alimentación entra a 20°C y la columna trabajará a presión atmosférica (586 MMHg).

Cálculo de la fracción molar en la alimentación, en los productos del Domo y el Fondo de la columna:

$$\text{KgMol Etanol en } F_2 = \frac{1,144.32 \times 0.6}{46} = 14.92$$

$$\text{KgMol Agua en } F_2 = \frac{1,144.32 \times 0.4}{18} = 25.43$$

$$\text{KgMol Totales:} = 40.35$$

$$\text{Fracción Mol Etanol } X_F = \frac{14.92}{40.35} = 0.369$$

$$\text{KgMol Etanol en D} = 82.5/46 = 1.793$$

$$\begin{aligned}
 \text{KgMol Agua en D} &= 17,5/18 = 0,972 \\
 \text{KgMol Totales} &= 2,765 \\
 \text{Fracción Mol Etanol } X_D &= \frac{1,793}{2,765} = 0,648 \\
 \text{KgMol Etanol en } W_2 &= 1/46 = 0,0217 \\
 \text{KgMol Agua en } W_2 &= 99/18 = 5,50 \\
 \text{KgMol Totales} &= 5,5217 \\
 \text{Fracción Mol de Etanol } X_{W_2} &= 0,0217/5,5217 = 0,0039
 \end{aligned}$$

BALANCE GENERAL DE MASAS.

$$F_2 = D + W_2$$

De donde:

$$W_2 = 40,35 - D$$

BALANCE DE ALCOHOL:

$$F_2 X_{F_2} = D X_D + W_2 X_{W_2}$$

Sustituyendo y despejando, obtenemos:

$$(40,35) \times (0,369) = D \times (0,648) + (40,35 - D) \times (0,0039)$$

$$D = 22,872$$

$$W_2 = 17,478$$

BALANCE DE MASA EN EL DOMO.

$$V_n = 0_n + D = 0_n + 22,872$$

De donde:

$$Q_n = V_n = 22.872$$

Se va a suponer una relación de reflujo en la parte superior de la columna igual a 0.8 aunque en la práctica, el reflujo es variable, pues está sujeto a las condiciones de operación.

$$R_n = \frac{Q_n}{V_n} = 0.8$$

Por lo que:

$$Q_n = 0.8 V_n$$

Sustituyendo Q_n en la ecuación anterior para V_n :

$$V_n = 0.8 V_n + \underline{22.872}$$

Finalmente:

$$V_n = 114.36 \quad \text{KgMol/h.}$$

La ecuación general de la recta de operación arriba del plato de alimentación es:

$$Y_n + 1 = R_n X_n + \frac{D}{V_n} X_D$$

La ecuación para el alcohol será:

$$Y_n + 1 = 0.8X_n + \frac{22.872}{114.36} \quad (0.648)$$

$$Y_{n+1} = 0.8X_n + 0.1296$$

Una de las coordenadas en la intersección de las dos rectas de operación (zona de rectificación y agotamiento), corresponde a la fracción molar del alcohol en la alimentación (X_F). Para encontrar Y_F se sustituye X_F en la ecuación anterior.

$$Y_F = (0.8)(0.369) + (0.1296) = 0.4248$$

Por consiguiente, las coordenadas en el punto de intersección son:

$$X_i = 0.129$$

$$Y_i = 0.424$$

Los datos de equilibrio para el sistema Etanol-Agua, se representan en la figura 7.

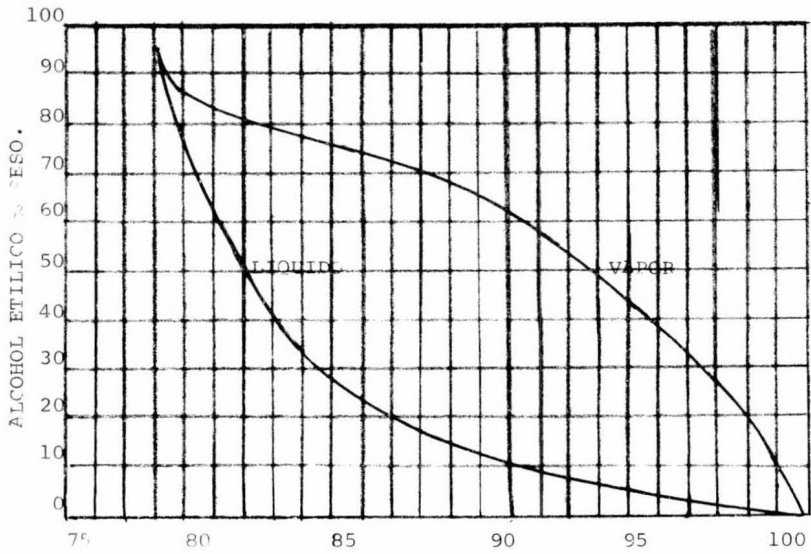
A continuación se grafican (Figura 8) los datos necesarios ya calculados y se determina el número de platos teóricos.

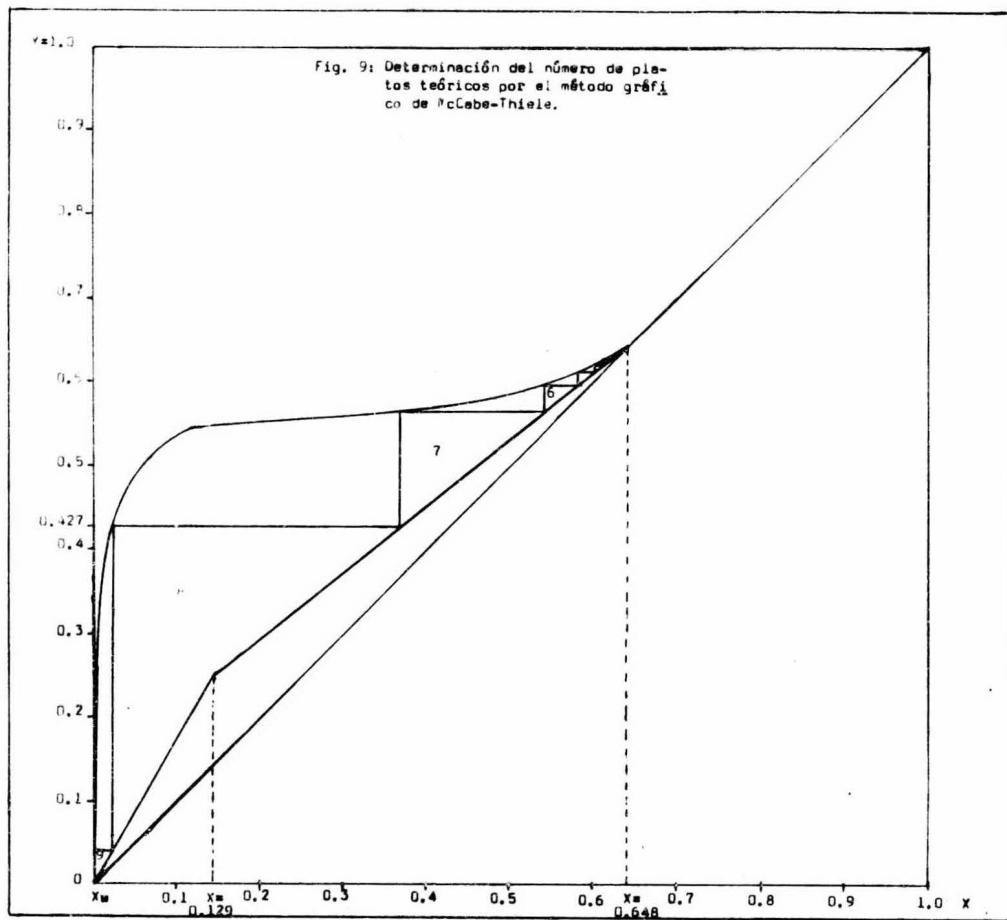
Siguiendo el mismo procedimiento de cálculo para la columna de deshidratación, a continuación se da un resumen del diseño de la columna de recuperación de benceno.

COLUMNA DE RECUPERACION
DE BENCENO.

Platos de campana	
Número de platos	13
Distancia entre platos	40 cms.
Diámetro de columna	61 cms.
Altura total de la columna	720 cms.
Velocidad de vapor	76 m/sec.
Peso específico del vapor	2.1 Kg/m^3
Material de construcción	Acero al carbón.

FIGURA OCHO.- COMPOSICION DEL VAPOR-LIQUIDO EN EL SISTEMA
ALCOHOL ETILICO-AGUA.





C A P I T U L O V .

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

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

ALCOHOL ETILICO
VII CENSO INDUSTRIAL., S. I. C.
1965.

ASSOCIATION OF OFFICIAL AGRICULTURAL CHEMISTS
1955.

BARGALLO MODESTO
TRATADO DE QUIMICA INORGANICA FUNDAMENTAL
Y SISTEMATICA.
ED. PORRUA., MEXICO
1972.

BARRON H.
DISTILLATION OF ALCOHOL
(NOTES ON A SERIES OF LECTURES)
ED. JOSEPH E. SEAGRAM & SONS, INC.
LOUISVILLE KENTUCKY
1944.

BELTRAN MENDOZA DANIEL
OBTENCION INDUSTRIAL DEL ALCOHOL ABSOLUTO
POR MEDIO DEL ACETATO DE ETILO.
TESIS, E. N. C. Q., U.N.A.M.
1934.

BONDI, A. AND SIMKIN D.J.
JOURNAL CHEMISTRY PHYSICS, 25, 1073/74
1956.

BOBTELSKY, M.J.
JOURNAL CHEMISTRY SOCIETY, 1950, 3615/17
1933.

BOULLANGER EUGENIO
DESTILERIA AGRICOLA E INDUSTRIAL.
ED. SALVAT, S.A., BARCELONA
1929.

BOWDEN, S.T. AND COSTELLO, J.M.
CHEMISTRY AND INDUSTRY, LONDON, 268/69
1957.

BRIDMAN P.W.
INTERNATIONAL CRITICAL TABLES
Mc GRAW HILL BOOK Co. INC, N.Y.
1928.

CHEMICAL AGE OF INDIA
VOL. III, NUM. 3, JULIO
1956.

COBURN, W.C. AND GRUNWALD, E.J.
JOURNAL AMERICAN CHEMIST SOCIETY, 80: 1318/22
1958.

COLBURN, A.P. AND PHILLIPS, J.C.
TRANS. AM. INST. CHEM., 40: 333/59
1944.

ELLIS C.
CHEMISTRY OF PETROLEUM DERIVATIVES, VOL. II
REINHOLD PUBLISHING. CORP., N.Y.
1937.

ENCICLOPEDIA UNIVERSAL ILUSTRADA EUROPEO AMERICANA.
ED. HIJOS J. ESPASA, BARCELONA
1967.

ENJAY CHEMICAL CO.
ETHY ALCOHOL
ED. ENJAY LABORATORIES., U.S.A.
1962.

ENJAY CHEMICAL CO.
ETHYL ALCOHOL HANDBOOK
ED. ENJAY LABORATORIES, U.S.A.
1969.

GUINOT H.
TRANS. INST. CHEM. ENGS., LONDON, 16: 187, 1938
BULLETIN ASSOC. CHIMIE, 63: 290/97, 1946
INDS. AGR. ET ALIMENT, 70: 743/49, 1953

GLASSTONE, S. AND LEWIS, D.
ELEMENTS OF PHYSICAL CHEMISTRY
ED. D. VAN NOSTRAND, N. Y.
1960.

HANDBOOK OF CHEMISTRY AND PHYSICS.
ED. C.R.C. PRESS, U.S.A.
55 TH EDITION
1974/75.

HENGSTEBECK R.J.
DESTILACION (PRINCIPIOS Y METODOS DE DISEÑO)
C. E. C. S. A., MEXICO
1964.

HIMWICH, H.E.
THE PHYSIOLOGY OF ALCOHOL
AMA. COUNCIL ON MENTAL HEALTH
JOURNAL MEDICAL ASSOCIATION 163: 545 FEBRERO
1957.

HISCOX, G.D. - HOPKINS, A.A.
RECETARIO INDUSTRIAL (ENCICLOPEDIA)
ED. GUSTAVO GILI, S.A. BARCELONA
1953.

HOT A.
CHIMIE INDUSTRIE 45, NUM. 3
SUPLEMENTOS 151/56
1947.

KERN DONALD Q.
PROCESS HEAT TRANSFER
ED. Mc GRAW HILL CO, IN
TOKYO
1950.

KING JUDSON C.
SEPARATION PROCESS
ED. Mc GRAW-HILL
1971.

KIRK, R.E. AND OTHMER, D.F.
ENCICLOPEDIA DE TECNOLOGIA QUIMICA, VOL. I
U. T. E. H. A., MEXICO
1962.

KIRSCHBAUM EMIL
DESTILACION Y RECTIFICACION
ED. AGUILAR, MEXICO
1954.

KLATSKIN, G.
EFFECT OF ALCOHOL ON THE LIVER
A.M.A. COUNCIL ON FOODS AND NUTRITION
JOURNAL. AM. MED. ASSOC. 170; 1671 AGOSTO, 10.
1959.

KRETZCHMAR HERMAN DR.
LEVADURAS Y ALCOHOLES
ED. REVERTE, S.A.
1961.

MAC DANNALD, A.H.
AMERICAN ENCYCLOPEDIA
ED. CORPORATION AMERICANA, N.Y.
1944.

MARILLER CHARLES
DESTILACION Y RECTIFICACION DE
LOS LIQUIDOS INDUSTRIALES
LIB. HACHETTE, S.A.
1950.

MARON AND PRUTTON
FUNDAMENTOS DE FISICOQUIMICA
ED. LIMUSA WILEY
1973.

MARSDEN C.
CHEM. PROD. 3-7
1955.

MARTRAIRE, M.
BOULL. ASSOC. CHIM. 60: 273/86
1943.

MERCK INDEX OF CHEMICAL AND DRUGS
ED. MERCK AND CO. INC.
SEPTIMA EDICION, N.Y.
1960.

MUEHLBERGER
THE PHYSIOLOGICAL ACTION OF ALCOHOL
AMA. COMMITTEE ON MEDICOLEGAL PROBLEMS
JOURNAL AM. MED. ASSOC. 167: 1842
1958.

NARSIMHAN, G. AND VISHEN, P.N.
CHEM. AND ENG. DATA, SERIES 2, NO. 1, 38/42
1957.

NETTLETON, R.E.
PHYS. REV. 106: 631/37
1957.

OMURA, I. HIGASI, K. AND BABA, H.
BOULL. CHEM. SOC., JAPAN, 29: 504/07
1956.

OTHMER, D.F. AND WENTWORTH, T.O.
IND. ENG. CHEM., 32: 1588/93
1940.

PALACIO LLAMES HERNAN
FABRICACION DE ALCOHOL
SALVAT EDITORES, S.A., BARCELONA
1956.

PERRY JOHN H.
MANUAL DEL INGENIERO QUIMICO
ED. U.T.E.H.A., MEXICO
1966.

PHARMACOPEIA OF UNITED STATES
ED. MACK PRITING, CO.
1970.

REID, R.C. AND SMITH, J.M.
CHEM. ENG. PROG., 47: 415/18
1951.

ROBINSON AND GILLILAND
ELEMENTS OF FRACTIONAL DISTILLATION
ED. MC. GRAW-HILL
1950.

SANCHEZ HERZERBERG JUAN
PRODUCCION DE ALCOHOL ABSOLUTO
TESIS, E.N.C.Q., U.N.A.M.
1955.

SCHEFLAN AND JACOBS
HANDBOOK OF SOLVENTS
ED. D. VAN NOSTRAND, CO. INC., LONDON
1953.

SCHUCHARDT T. G.M.B.H. DR.
INDICE MERCK
ED. MERCK DARMS TADT, ALEMANIA
1974/75.

SHELL DEVELOPMENT, CO.
HYDROCARBON PROCESSING
PETROCHEMICAL HANDBOOK ISSUE
1971.

SETTE, D.
PHYS. REV., 78: 476
1950.

TIMMERMANS J.
PHYSICO-CHEMICAL CONSTANTS OF
PURE ORGANIC COMPOUNDS
ELSEVIER PUBLISHING, CO., INC., N.Y.
1950.

TREYBAL, R.E.
MASS TRANSFER OPERATIONS
ED. Mc. GRAW-HILL, TOKYO
1968.

VAN WINKLE MATTHEW
DISTILLATION
ED. Mc. GRAW-HILL
1967.

YOUNG, S. AND FORTEY, E.C.
JOURNAL CHEM. ASSOC. 81: 707/17
1902.

WATANABA, K.J.
JOURNAL CHEM. PHYS., 26: 542/47
1957.

WEISSBERGER, A. PROSKOVER, E.S. REDDICK, J.A.
TOOPS, E.E. JR.
ORGANIC SOLVENTS.
INTERSCIENCE PUBLISHING, CO, N.Y.
1955.

WELZMANN, C., BERGMANN, E., AND SULZBACHER, M.
CHEMISTRY AND INDUSTRY, 769/71
1947. 58