

**Universidad Nacional de Ingeniería**

**PROGRAMA ACADEMICO DE INGENIERIA**

**QUIMICA Y MANUFACTURERA**



**AMPLIACION DE UNA PLANTA DE ALCOHOL ETILICO  
PARA OBTENER ALCOHOL ANHIDRO**

**T E S I S**

PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE

**INGENIERO QUIMICO**

**JULIA SALINAS GARCIA**

**ROSARIO VELEZMORO SANCHEZ**

PROMOCION 1974- 1

**LIMA - PERU - 1977**

A NUESTROS PADRES

## I N D I C E

	<u>PAG.</u>
I .- INTRODUCCION	1
II .- OBSERVACIONES, RECOMENDACIONES Y CONCLUSIONES	4
III.- ESTUDIO DE MERCADO	8
3.1 Antecedentes de la Utilización de Alcohol Etílico en Gasolina	9
3.2 Características del Alcohol Anhidro y de las Mezclas Alcohol-Gasolina como Combustible	10
3.3 Usos y Productos Sustitutorios	19
3.4 Análisis de la Demanda	22
3.5 Análisis de la Oferta	24
IV .- TAMAÑO Y LOCALIZACION DE PLANTA	25
4.1 Tamaño de Planta	26
4.2 Localización de Planta	27
V - INGENIERIA DEL PROYECTO	29
5.1 Propiedades Termodinámicas del Sistema Etanol-Agua	30
5.2 Obtención del Etanol Anhidro a partir del Azeótropo Etanol-Agua. Métodos Existentes.	36
5.2.1 Destilación Azeotrópica	36
5.2.1.1 Selección del Agente de Separación	37
5.2.1.2 Descripción de los Procesos	41
5.2.2 Destilación Extractiva	45
5.2.2.1 Selección del Agente de Separación en Destilación Extractiva.	46

	<u>PAG.</u>
5.2.3 Otros Métodos utilizados para Obtener Etanol-Anhidro	49
5.2.4 Selección del Proceso a Realizar	51
5.3 Diseño del Proceso de Deshidratación del Etanol a partir del Azeótropo Etanol-Agua	56
5.3.1 Diseño de la Unidad de Destilación Azeotrópica	56
5.3.1.1 Especificaciones de la Separación deseada - Condiciones para el diseño de la Columna	56
5.3.1.2 Cálculo de la Relación de Reflujo	61
5.3.1.3 Cálculo para las Moles y Composición del líquido y vapor que sale de cada plato.	72
5.3.1.4 Punto óptimo para la entrada de la alimentación	84
5.3.1.5 Número de Etapas Requeridas	86
5.3.1.6 Determinación del Diámetro de la Columna de Destilación	90
5.3.1.7 Diseño del Condensador de la Columna	97
5.3.2 Diseño de la Unidad de Recuperación de Benceno	103
5.3.2.1 Cálculo del número de Platos	103
5.3.2.2 Cálculo del Diámetro de la Columna para el tope de la Columna.	106
5.3.2.3 Diseño del Hervidor	112

	<u>PAG.</u>
5.3.3 Diseño de la Unidad de Recuperación de Alcohol	114
5.3.3.1 Cálculo del Número de Platos y Determinación del Punto de entrada de la Carga.	114
5.3.3.2 Cálculo del Diámetro de la Columna	118
5.3.3.3 Diseño del Condensador	122
5.3.3.4 Diseño del Hervidor	125
5.3.4 Equipo Adicional	127
5.3.4.1 Bombas	127
<b>VI .- INVERSION</b>	<b>129</b>
6.1 Inversión Fija	130
6.1.1 Equipo y Maquinaria de Servicio	130
6.1.2 Edificios	151
6.1.3 Terreno	153
6.1.4 Contingencia y Emolumento del Contratista	153
6.2 Capital de Trabajo	153
<b>VII.- COSTO DE PRODUCCION</b>	<b>154</b>
7.1 Costos Directos de Producción	156
7.1.1 Materia Prima	156
7.1.2 Energía y Servicios	157
7.1.3 Mano de Obra Directa	161
7.1.4 Supervisión Directa	162
7.1.5 Mantenimiento	162

	<u>PAG.</u>
7.2 Cargas Fijas	163
7.2.1 Depreciación	163
7.2.2 Seguro é Impuestos	163
VIII.- APENDICE	165
8.1 Principios Matemáticos de Destilación Azeo trópica.	166
IX .- REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS	174
NOMENCLATURA	

## **I . - INTRODUCCION**

## I.- INTRODUCCION

Este estudio tiene como objeto insistir en la posibilidad de utilización de Alcohol Etílico anhidro en gasolina para motores, ya que aumentaría el volúmen de la gasolina e implicaría reducir el uso de compuestos de plomo que son utilizados actualmente como agentes antidetonantes (aumentan el octanaje de la gasolina). Al mismo tiempo habría una disminución de gases tóxicos, que contienen partículas de plomo, en las emisiones de escape de los vehículos.

Hasta ahora no han sido utilizadas ampliamente las mezclas de Etanol - Gasolina debido al alto costo que representa la obtención de Etanol a partir de la fermentación de granos, comparado con el costo de obtención de la gasolina.

En nuestro país contamos con fuentes de materia prima disponible a bajo costo. Además debido al alza mundial del precio del petróleo, ocurrida en estos últimos años, la diferencia en precios de producto terminado ha de disminuir grandemente.

Ya han sido realizadas varias tesis sobre métodos de obtención y diseño de equipo para llegar a Alcohol Etílico de 95.6% de pureza, punto en que se forma un azeótropo Alcohol-Agua que no es posible seguir purificando por los métodos corrientes de destilación.



En este Trabajo se diseña el proceso de purificación del Alcohol de 96.5% hasta llegar a alcohol anhidro que es el que se utiliza para el fin propuesto incluyendo una selección del proceso más adecuado teniendo en cuenta la sencillez de éste, la facilidad de operación y las condiciones que redundarán en un menor costo.

Luego se hace el cálculo de la columna de Destilación Azeotrópica en base a las condiciones de pureza requeridas, las cuales están en función de la cantidad de alcohol a mezclar con la gasolina y las condiciones de equilibrio del sistema Etanol Agua-Gasolina, necesarias para que no se produzcan dos fases insolubles.

Finalmente se realiza el cálculo de costos del proceso.

## **II.- OBSERVACIONES, RECOMENDACIONES Y CONCLUSIONES**

## II. OBSERVACIONES, RECOMENDACIONES Y CONCLUSIONES

Sobre la utilización de alcohol anhidro versus Plomo Tetra Etílico como agente antidetonante en la gasolina, podemos mencionar las siguientes ventajas, habría un notorio ahorro de gasolina, ya que entre el 10 y 20% de ésta sería reemplazada por el alcohol. Esto sería muy conveniente ya que como se ha visto hasta ahora, el precio del petróleo sigue subiendo a nivel mundial y últimamente se ha propuesto una nueva alza del 8% . También disminuiría la contaminación ambiental factor de gran importancia que actualmente es -- considerado entre los problemas de primer orden en las grandes urbes mundiales y en el que nuestra capital, LIMA, entra con un alto índice de contaminación.

En el caso de utilizar el alcohol en gasolina se necesitaría el control de las concentraciones de agua en la mezcla, en la planta y probablemente en los grifos de distribución de gasolina.

Consideramos que el método de deshidratación escogido utilizando benceno, es el más conveniente porque las impurezas -- que tendría el alcohol no afectarían a la gasolina, ya que el benceno es un componente aromático de ésta.

Para el cálculo del precio del equipo a utilizar en el proceso de deshidratación , se ha utilizado el método de

Guthrie, que es uno de los más completos y apróximados que se ha publicado hasta el momento.

Los costos de operación calculados se basan en costos reales para la zona del país escogida para ubicar la planta y para la capacidad necesaria . Estos precios tendrán que ser reajustados para la fecha de iniciación del proyecto, ya que están sujetos a variaciones imprevistas; sobre todo el combustible. Para llegar a un precio aproximado del alcohol hemos tomado el precio de costo del alcohol rectificado -- (95.6%) producido por Sociedad Paramonga Ltda., S/.9/lt, - como precio de lo que vendría a ser materia prima del proceso de deshidratación propuesto (carga a la columna de -- destilación azeotrópica).

Como se ha dicho anteriormente existen otras tesis sobre el proceso de obtención del etanol rectificado, por lo cual esta parte no la hemos desarrollado en nuestro trabajo, y hemos entrado a desarrollar el proceso de deshidratación que tal como se presenta podría ser considerado bien como la ampliación de una planta existente , a cuyo costo de producción se sumarían los nuevos costos de producción de la ampliación; o bien puede considerarse en el diseño de una nueva planta completa como parte integrante de todo el proceso a partir de la materia prima básica para obtener - el alcohol.

Para un proyecto definitivo y dada la capacidad de producción necesaria, se recomienda hacer el cálculo de la planta completa partiendo de la materia prima básica hasta -- llegar al etanol anhidro. También debe estudiarse la posibilidad de obtención del etanol a partir de otras fuentes de materia prima básica diferentes a la melaza de caña , tal como madera (pulpa de celulosa), granos (maíz, cebada, trigo), cáscara de arroz, etc.

Con algunos de estos productos se obtendría posiblemente costos más altos debido mayormente al costo de la materia prima y a una o que otra variante en el proceso de fermentación para obtener el alcohol; luego en todo los casos - (usando cualquier materia prima básica) se tiene que aplicar el mismo proceso desarrollado en esta tesis para la deshidratación del alcohol

Consideramos que este trabajo puede ser una guía muy útil para las personas interesadas en llevar a cabo el proyecto, ya que contaría con los cálculos de Ingeniería, los costos del equipo, inversión y costo de operación correspondientes a una de las secciones más importantes del proyecto global.

### **III.- ESTUDIO DE MERCADO**

### III. ESTUDIO DE MERCADO

#### 3.1 ANTECEDENTES DE LA UTILIZACION DE ALCOHOL ETILICO EN GASOLINA

Desde hace muchos años es conocido el uso de alcohol en gasolina para motores. El Alcohol Etílico puede ser y ha sido usado como combustible para motores, solo y en mezcla con otros combustibles. Casi desde la invención de la máquina del ciclo de Otto, el alcohol ha sido considerado como un combustible ideal para ella.

El Etanol ha sido utilizado en muchos países de tiempo en tiempo incluyendo Inglaterra, Austria, Cuba, Checoslovaquia, Francia, Alemania, etc., siendo Brasil el país donde se ha usado más ampliamente.

En la mayor parte de países el principal inconveniente para su utilización ha sido económico, habiendo tenido una atención especial e incentivos para su uso, ya que el costo de producción de un galón de Alcohol Etílico a partir de granos era significativamente mayor que su valor como agente de mezcla para la gasolina. Por ejemplo en Europa, donde es poca la cantidad de petróleo nativo, hubo un incentivo para conservar las reservas de éste en caso eventual

de una guerra, que cortaría los recursos que llegaban por mar.

### 3.2 CARACTERISTICAS DEL ALCOHOL ANHIDRO Y DE LAS MEZCLAS - ALCOHOL-GASOLINA COMO COMBUSTIBLE

Se presentan aquí las principales características de las mezclas Alcohol-Gasolina, como combustible para motores, tales como: efecto antidetonante; emisiones de gases de los vehículos y rendimiento del motor; haciendo al mismo tiempo comparaciones con los efectos de gasolina pura.

#### A.- Efecto Antidetonante

Un mayor efecto antidetonante en la gasolina depende de un mayor N° de Octano. Este se define como el porcentaje en volúmen de isoctano que debe ser mezclado con heptano normal para igualar la intensidad de detonación del combustible puesto a prueba.

Existen muy buenos reportes en la literatura sobre las buenas cualidades antidetonantes del Etanol, tanto en mezclas con gasolina como cuando se usa solo.

El Etanol tiene mayores efectos beneficiosos como agente proveedor de Octano en el caso de gasolinas



base con bajo N° de Octano (Grf.I y Tablas N°2 y N°3).

Los efectos del N° de Octano "Research" son similares con los combustibles que tienen plomo y con los que no. Sin embargo, los efectos sobre el N° de Octano "Motor", aparecen mejores con los combustibles que no tienen plomo. (Referencia 10 ver tabla N°2).

Comparando con el Tetraetilo de Plomo, 10% de Etanol es inferior a una cantidad de 2.2 a 2.6 ml. de TEL/gal., como proveedor de Octano. En 1938 una publicación de API mostraba que 0.75 cc de -- TEL/gal., era equivalente a 10% de Etano. (Ref.10).

Otra publicación indica que 1.112 cc de TEL/gal equivale a 10% de etanol. (Tabla N°3). El máximo contenido de Tetraetilo de Plomo permitido en la gasolina es 3.0 cc/gal

#### B.- Emisiones de gases de escape

Durante mucho tiempo las emisiones de escape de los automóviles ha sido una materia de preocupación general. El monóxido de carbono es bien conocido por su toxicidad. Los hidrocarburos no quemados y los óxidos de nitrógeno reaccionan juntos en presencia de la luz solar para dar compues

tos conocidos como oxidantes; estos compuestos son los constituyentes de la niebla fotoquímica (smog) que causa irritación a los ojos y pulmones de los humanos y daña las plantas. Algunos oxidantes son también producidos directamente durante la combustión.

Varios estudios anteriores indicaron que cuando -- una máquina se operaba con una mezcla de Alcohol - Gasolina, la cantidad de monóxido de carbono obtenida era más baja que al usar gasolina pura. Pero pronto se reconoció sin embargo que esta disminu-- ción no se debía fundamentalmente a la diferencia entre la combustión del Etanol y la Gasolina sino más bien a la disminución de la mezcla aire-combustible cuando se agregaba alcohol a la gasolina. Efectivamente, la proporción aire-combustible es disminuída a causa de que para un peso dado de Etanol se requiere menos oxígeno para complementar la combustión que con el mismo peso de gasolina. Sin embargo, la misma reducción en las emisiones de gases puede ser obtenida cuando se opera con gasolina, por ajuste del carburador; pero esto resultaría en la disminución del rendimiento y la economía del - combustible.

Según publicaciones recientes se ha puntualizado -

que para evaluar las emisiones de gases producidas a partir de mezclas Alcohol-Gasolina , es necesario hacerlo versus gasolina pura con la misma proporción equivalente de aire-combustible o en otras palabras, con el mismo porcentaje de oxígeno teórico. En estas condiciones se puede decir que las mezclas Alcohol-Gasolina dan los mismos niveles de monóxido de carbono, hidrocarburos y óxidos de nitrógeno que la gasolina pura.

A pesar de tener en cuenta las consideraciones anteriores, el uso de mezclas Etanol-Gasolina es beneficioso porque al sustituir en parte o en todo al Tetraetilo de Plomo, disminuiría o desaparecería la concentración de haluros de plomo los cuales son altamente tóxicos. (Es por esto que no se permite el uso de más de 3.0 cc/gal., de TEL en gasolina).

También se reduciría la formación de depósitos de carbón en la cámara de combustión. Se sabe que éstos contribuyen a aumentar las emisiones de hidrocarburos con la edad del vehículo.

#### C.- Rendimiento del motor

La potencia y economía del motor se pueden analizar y comparar a partir de los siguientes factores:

1. Contribución de energía del combustible por unidad de volumen de mezcla aire-combustible, BTU/ $\text{pie}^3$ .
2. Calor latente de vaporización el cual gobierna la eficiencia volumétrica.
3. El valor del N° de Octano, el cual indirectamente afecta la potencia.
4. Las millas relativas por galón (millaje o economía del combustible) que están dadas por el calor de combustión por galón de combustible-BTU/gal.

Como se nota en la tabla N° 1, de Propiedades del Octano y del Etanol, el bajo contenido de calor del alcohol es una desventaja para su adopción como combustible en forma pura. Sin embargo en mezclas Alcohol-Gasolina el panorama cambia grandemente. Se puede decir que la mejor mezcla para una potencia y economía óptima depende de las características del motor.

D.- Bolsas de Vapor y Desgaste

Se ha atacado a los combustibles de mezclas Etanol-Gasolina aduciendo pobre arranque a bajas temperaturas y bloques de vapor (vapor lock) a altas temperaturas, pero en realidad la cantidad de alcohol de

las mezclas normales contribuye muy poco a estos efectos, que dependen más de la gasolina base de la mezcla.

PROPIEDADES DEL OCTANO Y DEL ETANOL

TABLA N° 1

Propiedades	Octano	Etanol
Fórmula química	$C_8H_{18}$	$C_2H_5OH$
% Carbón en peso	114	46
% H <sub>2</sub> en peso	84	52
% Oxígeno en peso	16	13
Contenido calorífico		
Alto, BTU/lb	20,000	12,800
Bajo, BTU/lb	19,800	11,500
BTU producido/gal	120,000	102,000
Calor latente de vaporización, BTU/lb.	141	316
Gravedad específica a 60°F	0.702	0.794
Temp. de ebullición	258°F	172
N°de Octano "Research"	100	106
N°de Octano "Motor"	100	89
Millaje relativo (basado en los BTU/gal.	100%	68%

CUALIDADES ANTIDETONANTES DEL ETANOL, SIN PLOMO

TABLA N° 2

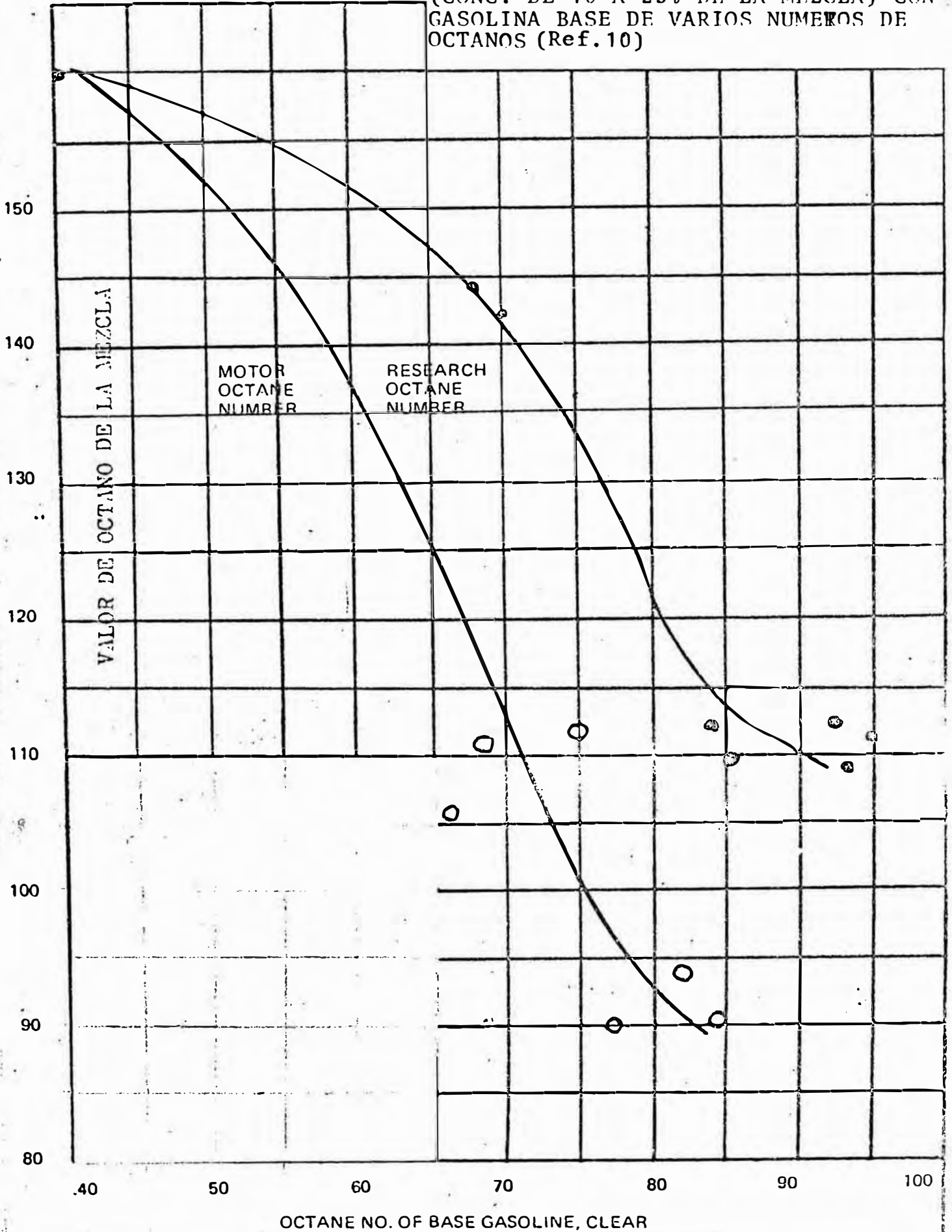
Stock Base	Alcohol Concent. %	Número de Octano			
		Gasolina Base		Mezcla	
		Research	Motor	Res.	Mot.
Etanol	100	106	89	-	-
Gasolina de destilación directa	0	40	40	-	-
	10	53	57	-	-
	25	70	70	160	160
Gasolina Gra duada Aruba.	0	70	68.5		
	5	72	70.5		
	10	76	72.5		
	20	85.6	77	142	111
Gasolina Crac king térmico	0	68	66		
	10	76	72		
	25	87	76	144	106
Gasolina Crac king Catalíti co	0	84	75		
	10	88	80		
	25	91	84	112	111
Gasolina de Octanaje alto	0	92.9	84.5		
	10	94.6	85.1	109	90.5

CUALIDADES ANTIDETONANTES DEL ETANOL, CON PLOMO

TABLA N°3

Stock Base	Alcohol Conc. % Volúmen	TEL cc/gal.	Número de Octano de la mezcla	
			Research	Motor
Etanol	100	0		90.7
	100	0.15		87.3
	100	0.60		85.4
	100	1.00		85.0
	100	3.00		85.0
Gasolina Crac king catalíti co.	0	0	92.5	
	25	0	97.7	
	0	3.0	98.0	
Gasolina de - Octanaje me-- dio .	0	0	85.7	77.3
	10	0	88.1	78.6
	0	2.25	94.2	86.3
	10	2.25	95.8	86.7
Gasolina de - Octanaje alto	0	0	92.9	84.5
	10	0	94.6	85.1
	0	2.25	100.0	92.1
	10	2.25	101.0	91.9

GRAFICO I  
 VALORES DE OCTANO DE MEZCLA DE ETANOL  
 (CONC. DE 10 A 25% DE LA MEZCLA) CON  
 GASOLINA BASE DE VARIOS NUMEROS DE  
 OCTANOS (Ref. 10)





### 3.3 USOS Y PRODUCTOS SUSTITUTORIOS

El etanol puro se utiliza para fines medicos, farmaceuticos, en la elaboraci3n de saborizantes y bebidas, como antidetonante y como agente de deshidrataci3n en diferentes celulosas nitradas. Se utiliza tambi3n para mezclarlo con la gasolina, como agente antidetonante, es decir para mejorar el octanaje, y producir cierto ahorro del combustible.

Nosotros vamos a restringir nuestra 3rea de mercado a este 3ltimo uso indicado, o sea como agente antidetonante para la gasolina. Actualmente se est3 utilizando para este fin el Plomo Tetra et3lico (TEL) el cual se puede reemplazar todo o en parte con el etanol anhidro, con el objetivo principal como ya se ha dicho anteriormente de eliminar los haluros de plomo que se forman durante la combusti3n y que son altamente t3xicos y contaminantes del ambiente.

Existen tambi3n otros alcoholes que tienen propiedades antidetonantes, tales como el metanol, isopropanol, nbutanol, isopentanol, de los cuales se incluyen a continuaci3n una tabla de sus propiedades antidetonantes.

El metanol es el producto que podr3a competir en precios con el etanol, pero tiene mayor desventaja en cuanto a miscibilidad ya que hay muy pocos combustibles en los que es totalmente soluble a temperatura ambiente, a3n

estando completamente anhidro. En cambio el etanol anhidro es miscible en todas proporciones en casi todos los tipos de gasolina. La solubilidad tanto del metanol como del etanol en cualquier hidrocarburo es una función de:

- a) La configuración molecular y propiedad física del hidrocarburo
- b) La temperatura
- c) La presencia de agua

En general mientras más baja es la temperatura, disminuyen los límites de solubilidad, así mismo la presencia de muy pequeñas cantidades de agua reducen grandemente la miscibilidad.

La ETHYL INTERAMERICA CORP. ha indicado que en mezclas de metanol-gasolina con menos del 25% en volumen, basta una cantidad de 0.3% de agua para causar una separación de fases. Las mezclas de etanol-gasolina con 25% de etanol pueden tolerar hasta 1% de agua a 70°F, sin separación de fases.

CUALIDADES ANTIDETONANTES DE OTROS ALCOHOLES

TABLA N°4

Alcohol	Alcohol Conc. % Vol.	TEL cc/gal	Mezcla Octanaje Motor
METANOL	100	0	90.0
		1.0	90.0
		2.0	90.0
		3.0	90.0
ISOPROPA NOL	100	0	98.5
		1.0	92.8
		2.0	92.8
		3.0	92.8
n-BUTANOL	100	0.	85.0
		1.0	81.5
		2.0	81.5
		3.0	81.8
ISOPENTANOL	100	0	87.0
		1.0	84.0
		2.0	84.2

### 3.4 ANALISIS DE LA DEMANDA

Este análisis está orientado hacia el área del mercado escogida, (utilización del alcohol en gasolina, a nivel nacional).

La demanda de nuestro producto está en función de la demanda de gasolina en el país. Como punto de partida para calcular la capacidad de nuestra planta nos vamos a basar en los estudios hechos por la Ethyl Interamericana Corporation que indican que la cantidad de etanol anhídrido a utilizar en la gasolina está entre el 10% y 25% por volumen, dependiendo del octanaje de la gasolina base y el que se quiere alcanzar. Estudios posteriores indican que se utilizaría alrededor de 20% de etanol por volumen de gasolina.

#### Demanda de Gasolina

La gasolina de 84 octanos ha observado una tasa de crecimiento constante del 7% en los últimos 10 años y se prevee una tasa de crecimiento igual en el futuro.

La gasolina de 95 octanos tiene una tasa de crecimiento no lineal. A continuación se indica la proyección de la demanda de ambos tipos de gasolina.

PROYECCION DE LA DEMANDA DE GASOLINA

TABLA N°5

AÑO	Gasolina de 84 Barriles/año	Gasolina de 95 Barriles/año
1976	11'640,000	226,000
1977	12'454,800	310,000
1978	13'326,636	348,000
1979	14'259,500	415,000
1980	15'257,665	492,000
1981	16'325,701	611,000
1982	17'468,500	761,000

Demanda de Etanol Anhidro

Se ha considerado una demanda de etanol anhidro igual al 25% de la demanda de gasolina tanto de 84 como de 95 octanos.

PROYECCION DE LA DEMANDA DE ETANOL ANHIDRO

TABLA N°6

AÑO	25% de Gasolina de 85 oct. (Barr/año)	25% de Gasolina de 95 oct. (Barr/año)	Total (Barr/año)
1976	2'910,000	66,500	2'976,500
1977	3'113,700	77,500	3'191,200
1978	3'331,659	87,000	3'418,659
1979	3'564,875	103,750	3'668,625
1980	3'814,416	123,000	3'937,416
1981	4'081,425	152,750	4'234,175
1982	4'367,125	190,250	4'557,375

### 3.5 ANALISIS DE LA OFERTA

Toda la producción nacional actual de etanol anhidro es tá destinada a usos diferentes al escogido para nuestro trabajo.

Existe una planta que produce alcohol anhidro. Con una producción de 2000 lt/día. Esta ubicada en Casa Grande y su razón social es ANDELSA.

En cuanto al consumo de Plomo tetraetflico (TEL); sólo está permitido el uso de 3 centrimetros cúbicos por galón de gasolina debido a las consideraciones de contami nación ambiental. Por tanto , la cantidad máxima de -- Plomo Tetraetflico que se consume por barril es de:

1 barril = 42 galones

ccTEL/barril = 3 x 42 = 0.126 lts.TEL/barril de gasol.

#### PROYECCION DEL CONSUMO DE TEL

TABLA N°7

<u>Año</u>	<u>Gasolina</u> <u>Barr/año</u>	<u>TEL. LT/AÑO</u>	<u>TEL.Barriles/año</u>
1976	11'866,000	1'495,116	394,934.8
1977	12'764,800	1'608,364.8	424,849.3
1978	13'674,636	1'723,004.1	455,131.5
1979	14'674,500	1'848,987	488,409.9
1980	15'749,665	1'984,457.7	524,194.5
1981	16'936,701	2'134,024.3	563,702.5
1982	18'229,500	2'296,917	606,730.6

Precio actual del TEL = 0.65998 dolares/lb.

#### **IV.- TAMAÑO Y LOCALIZACION DE PLANTA**

#### IV. TAMAÑO Y LOCALIZACION DE PLANTA

##### 4.1 TAMAÑO DE PLANTA

La capacidad de planta estimada será fijada en función de la demanda de gasolina para 1982.

Por lo tanto:

Capacidad = 4'557,375 bl/año

Que sería equivalente en otras unidades:

Sabemos que: 1 bbl = 159 lt = 42 gal.

Alcohol = 0.7385 gr/cc. (a 78.5°C)

Entonces:

Masa de alcohol = 5'35133808600  $\frac{\text{gr}}{\text{año}}$

En libras sería:

Masa de alcohol = 1,178'708,830

En moles libras:

Moles de alcohol = 25'624,104.99  $\frac{\text{mol.lb}}{\text{año}}$

Luego el flujo molar en horas sería:

Moles/hora = 2965.7528 Mol lb/hr.

##### 4.2 LOCALIZACION DE PLANTA

Estará ubicada en la región Norte del Perú, debido a las facilidades de transporte tanto para la mat.prima como para el producto terminado.

Los factores considerados para la localización de plantas:



- a) Materia Prima
- b) Mercado
- c) Energía y Combustible
- d) Abastecimiento de Agua
- e) Clima
- f) Transporte
- g) Mano de Obra
- h) Leyes é Impuestos

Dentro de la zona de la Costa hemos considerado el departamento de Trujillo como el lugar apropiado para ubicar la planta.

Se ha hecho la localización a "Groso Modo" en base al método de factores. A cada factor se le ha dado un puntaje según la facilidad de encontrarlo en el lugar y a su costo.

Posteriormente se podría hacer una localización de planta más real a base de costos marginales.

PUNTAJE	CALIFICATIVO
A 20	Muy bueno
B 15	Bueno
C 10	regular
D 5	inferior
E 0	malo.

TABLA N° 8

FACTOR	LAMBAYEQUE	TRUJILLO
Mat. Prima	B	A
Mercado	B	A
Energía y Comb.	B	A
Abastec. de -- agua	B	B
Clima	B	A
Transporte	B	B
Mano de Obra	B	A
Leyes é Impues.	B	A
PUNTAJE	120	150

## V. INGENIERIA DEL PROYECTO

## V. INGENIERIA DEL PROYECTO

### 5.1 PROPIEDADES TERMODINAMICAS DEL SISTEMA ETANOL AGUA

Un azeótropo es una mezcla líquida la cual presenta un máximo o un mínimo punto de ebullición, los cuales son causados por una desviación negativa o positiva respectivamente, de la Ley de Raoult.

Una desviación positiva quiere decir que el coeficiente de actividad es mayor que 1.0 y su logaritmo es así positivo; una desviación negativa, que el coeficiente de actividad es menor que 1.0.

Las desviaciones de la Ley de Raoult no son suficiente causa para que ocurra un azeótropo, es necesario también que los puntos de ebullición de los componentes puros estén lo suficientemente cerca.

El azeótropo Etanol-Agua presenta desviaciones positivas de la Ley de Raoult y por tanto tiene un punto mínimo de ebullición. (Fig. IV).

#### CARACTERISTICAS DEL AZEOTROPO ETANOL- AGUA

TABLA N°9

Compuestos Puros	Pto. de Ebull. Comp. puros a 1 atm.	Pto. Ebull. Azeótrop. a 1 atm.	Comp. (%) en peso Azeótropo.	Densid. azeótropo.
Etanol	78.5 °C	78.2°C	95.6	0.804
Agua	100 °C		4.4	

DATOS DE EQUILIBRIO VAPOR-LIQUIDO PARA EL SISTEMA ETANOL AGUA, a presión cte. 760 mm. Hg.

TABLA N° 10

A = etanol; B = Agua

% en moles A		T°C	% en moles A		T°C
Líquido	Vapor		Líquido	Vapor	
0.	0	100.	32.73	58.26	81.50
1.90	17.00	95.5	39.65	61.22	80.70
7.21	38.91	89.0	50.73	65.64	79.80
9.66	43.75	86.7	51.98	65.99	79.70
12.38	47.04	85.3	57.32	67.41	79.30
16.61	50.89	84.1	67.63	78.85	78.74
23.37	54.45	82.7	74.72	78.15	78.41
26.08	55.80	82.3	89.43	89.43	78.15

Datos.- Manual de Ing. Química, Perry, 4° Ed.

DATOS DE PRESIONES DE VAPOR-COMPOSICION PARA LA MEZCLA BINARIA ETANOL - AGUA, a presión 1 atm.

TABLA N° 11

% En peso Etanol	P <sub>et</sub> mm.Hg.	P <sub>agua</sub> mm.Hg
0	17.5	0.0
10	16.8	6.7
20	15.9	12.6
30	15.1	17.1
40	14.7	20.7
50	14.5	23.5
60	14.1	25.6
70	13.1	28.0
80	11.3	31.2
90	7.5	35.8
100	0.0	43.6

DATOS DE COEFICIENTES DE ACTIVIDAD-COMPOSICION PARA LA MEZCLA  
BINARIA ETANOL-AGUA

TABLA N° 12

Sub índice 1 = etanol; sub índice 2 = agua

$x_1$	Log $\gamma_1$	Log $\gamma_2$	$x_1$	Log $\gamma_1$	Log $\gamma_2$
0	0.67	0.	0.40	0.157	0.112
0.05	0.57	0.0026	0.50	0.0998	0.158
0.10	0.485	0.0095	0.60	0.058	0.211
0.15	0.408	0.0200	0.70	0.030	0.266
0.20	0.342	0.0340	0.80	0.012	0.318
0.25	0.285	0.050	0.90	0.0028	0.368
0.30	0.237	0.069	1.00	0.0	0.42

Estos datos han sido calculados por medio de la ecuación de Van Laar:

a 25°C

$A_{1-2}$   
 $A_{2-1}$  conocidos

$$\text{Log } \gamma_2 = \frac{A_{2-1}}{\left[1 + (A_{2-1}x_2/A_{1-2}x_1)\right]^2}$$

$$\text{Log } \gamma_1 = \frac{A_{1-2}}{\left[1 + (A_{1-2}x_1/A_{2-1}x_2)\right]^2}$$

GRAFICO II

EQUILIBRIO VAPOR - LIQUIDO, PARA EL SISTEMA  
ETANOL-AGUA . Porcentaje en moles en el li-  
quido versus % en moles en el vapor.

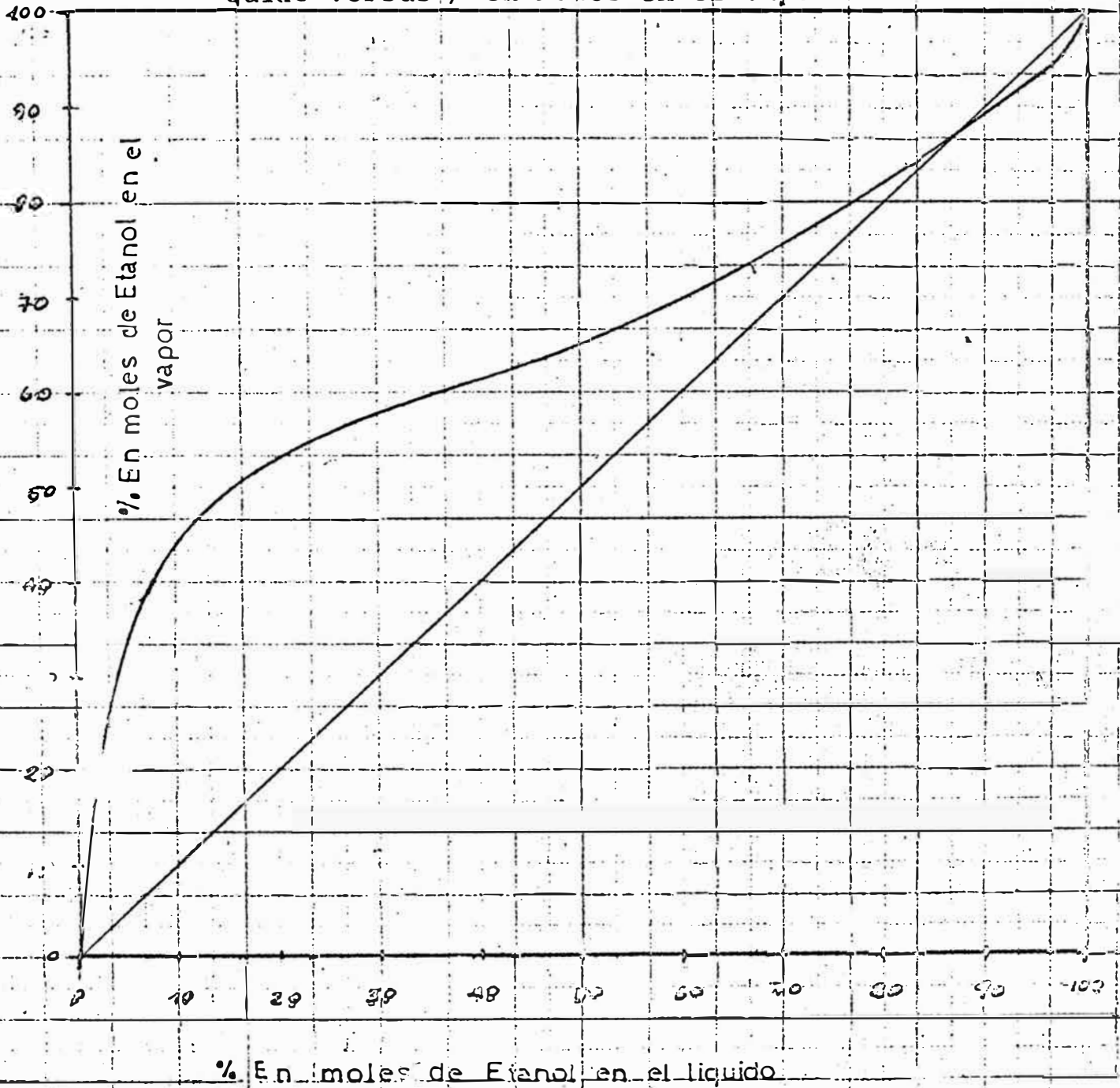
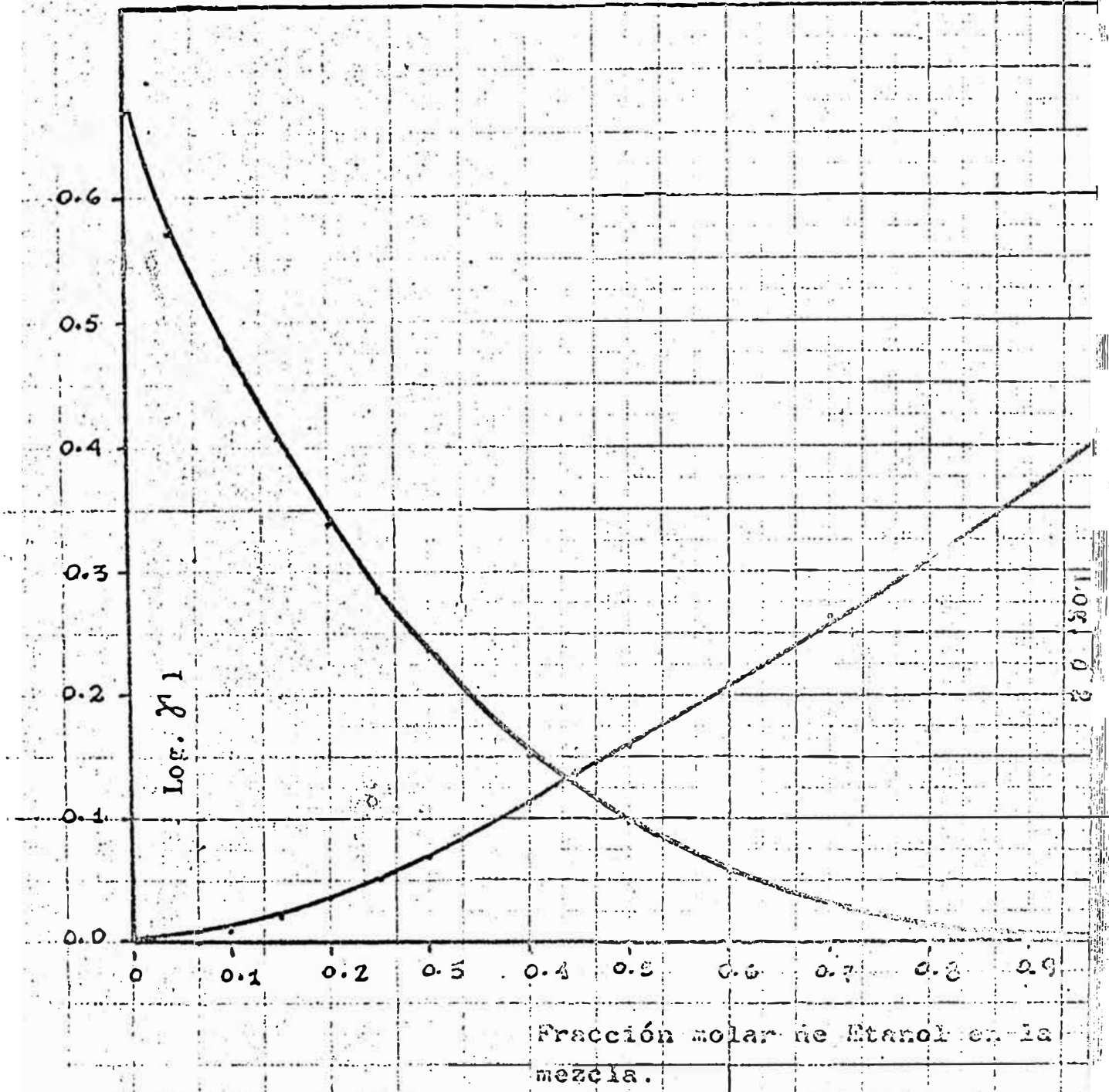


GRAFICO III

COEFICIENTES DE ACTIVIDAD Versus COMPOSICION  
PARA LA MEZCLA BINARIA ETANOL - AGUA



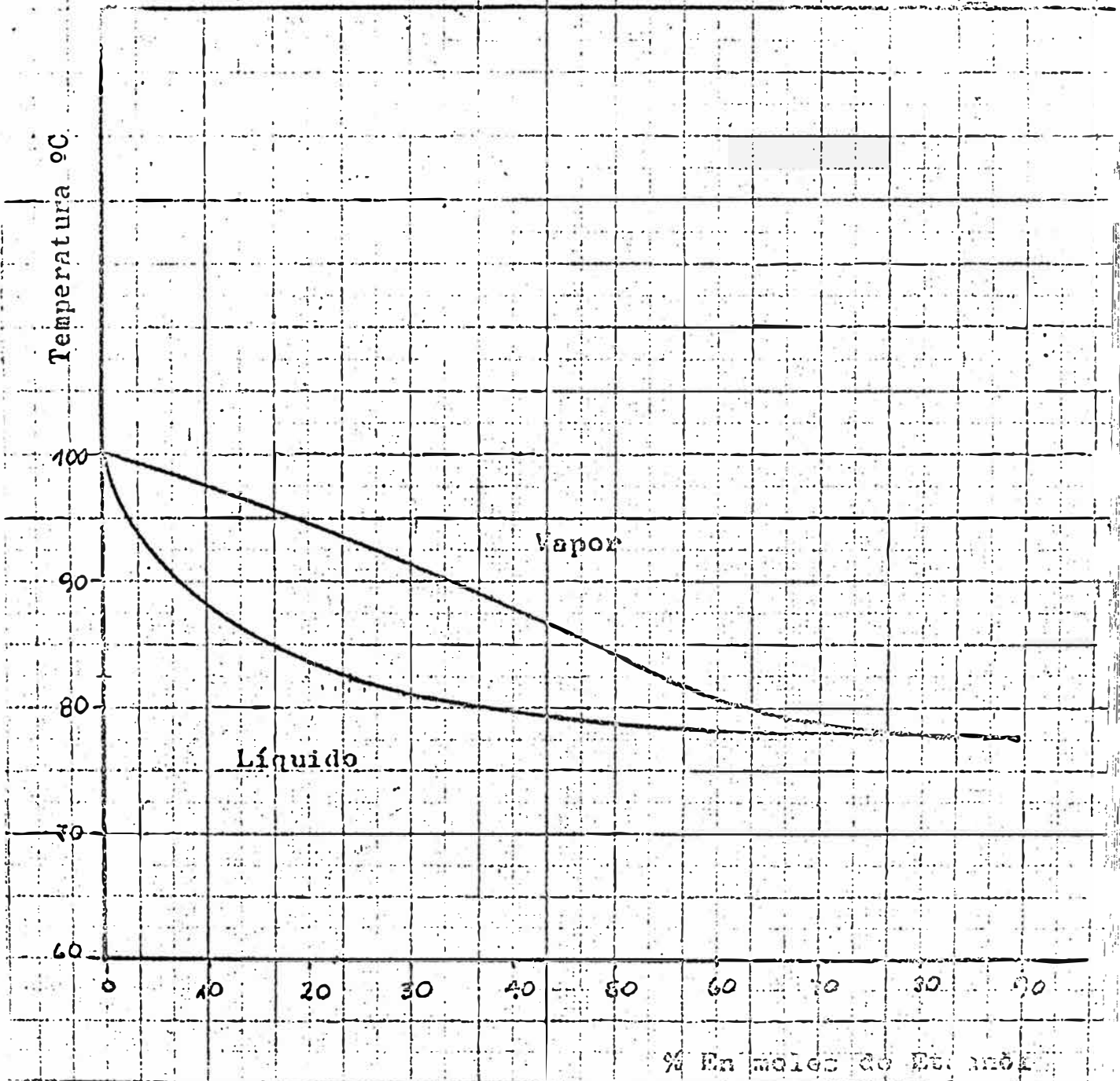
NOTA: Este gráfico se ha elaborado con los datos de la Tabla N°2



GRAFICO IV

TEMPERATURA Versus COMPOSICION PARA EL

SISTEMA SOL - AGUA



NOTA: Este gráfico se ha elaborado con los datos de la Tabla N°1

## 5.2 OBTENCION DE ETANOL ANHIDRO A PARTIR DEL AZEOTROPO ETANOL-AGUA - METODOS EXISTENTES

Las destilaciones Azeotrópica y Extractiva son generalmente los procesos más usados cuando no es posible separar los componentes de una carga por destilación ordinaria, debido a su baja volatilidad relativa o a la presencia de un azeótropo. Ambas están basadas en el mismo principio, utilizan un agente de separación el cual es agregado deliberadamente a la columna de destilación para aumentar la volatilidad relativa de los componentes de la alimentación, con lo cual se consigue un menor número de platos o la eliminación del azeótropo original.

Los procesos se diferencian en el modo de mantener la concentración deseada de solvente en los platos de la columna y en que el agente de separación en Destilación Azeotrópica es recuperado por el tope y en Destilación Extractiva por los fondos.

### 5.2.1. DESTILACION AZEOTROPICA

La Destilación Azeotrópica puede ser definida como un proceso en el cual se agrega un agente de separación con una volatilidad suficientemente alta como para formar un azeótropo con uno de los componentes de la alimentación, que sale por el tope, mientras

el otro componente sale por los fondos.

La Destilación Azeotrópica puede ser utilizada en operaciones discontinuas o de laboratorio debido a que es posible cargar todo el solvente al comienzo de la operación. Se utiliza en gran escala y en operaciones continuas cuando la proporción de productos de cabeza a productos de fondos (para la mezcla binaria) es pequeña. Esto se debe a que en este caso el calor requerido para volatizar el solvente es una fracción despreciable del calor total necesario para el proceso.

La proporción de solvente es fijada por la composición azeotrópica que existe en la columna.

El agente de separación debe tener un punto de ebullición tal que forme un azeótropo que contenga de 50 a 80% del agente.

#### 5.2.1.1. Selección del Agente de Separación

Características que debe tener un agente de separación en Destilación Azeotrópica:

1. No reactivo con ninguno de los componentes de la alimentación.
2. No corrosivo para el equipo.
3. Debe ser térmicamente estable.
4. Fácil de conseguir.

5. No tóxico
6. De bajo costo
7. De preferencia tener un bajo calor latente molar.

Para separar un azeótropo mínimo tal como el sistema Etanol-Agua:

- a) El agente puede formar otro azeótropo mínimo binario, con uno de los componentes, el cual debe tener un punto de ebullición suficientemente más bajo que el azeótropo original.
- b) El agente puede formar un azeótropo mínimo ternario, el cual tenga un punto de ebullición suficientemente más bajo que cualquier otro azeótropo formado y que el original.
- c) Debe ser insoluble en agua a la temperatura ambiente; así el agente será más fácilmente recuperado por medio de una separación de fases.

POSIBLES SOLVENTES PARA LA SEPARACION DEL SISTEMA ETANOL-  
AGUA POR DESTILACION AZEOTROPICA

TABLA N° 13

Componentes del azeótro por formado por el agen te.	Pto.Ebull. de los com ponentes °C	Pto.Ebull. del Azeó- tropo.	% Comp. del azeótr.	Comp. de las fases (% en pe so)		
				Capa Sup.	Capa inf.	Vol. rel. de - fases
Benceno	80.1		74.1	86.0	4.8	85.
Etanol	78.5	64.6	18.5	12.7	52.1	
Agua	100		7.4	1.3	43.1	14.2
Etanol	78.5		15.7	41.8	12.5	13.3
Dicloroetileno	84.0	67.8	77.1	11.6	85.2	
Agua	100		71.2	46.6	2.3	86.7
Etanol	78.5		37.0	15.6	54.8	46.5
Tolueno	110.6	74.4	51.0	81.3	24.5	
Agua	100.0		12.0	3.1	20.7	53.5
Etanol	78.5		12.0	3.0	75.0	90.0
Exano	69.0	56.0	85.0	96.5	6.0	
Agua	100.0		3.0	0.5	19.0	10.0
Eter Etílico	34.6		98.8			
Agua	100.0	34.2	1.2			
Tetracloruro de carbono	76.8	66.8	95.9	0.03	99.97	6.4
Agua	100.0		4.1	99.97	0.03	93.6

(Ref.9)

### Comentario sobre la Tabla N°13

De los agentes que forman un azeótropo binario con el agua el más apropiado es el eter etílico por ser térmicamente estable, inerte y proporcionar una alta volatilidad relativa a los componentes; sin embargo, se observa que a la presión atmosférica la cantidad de agua que es extraída por el agente es muy pequeña. Para aumentar la solubilidad -- del agua en el agente será necesario usar una presión mayor en la torre de destilación, de por lo menos  $8.4 \text{ Kg/cm}^2$ , lo que aumentaría el costo de la operación.

Entre los agentes que forman un azeótropo ternario se ha escogido el Benceno, el cual presenta las características apropiadas: estabilidad térmica, no corrosivo, punto de ebullición suficientemente bajo para permitir una buena separación, fácil de conseguir, menos costoso que los demás, inclusive el éter.

El destilado se separa en dos fases de donde fácilmente se puede recuperar el benceno y el etanol que contienen.

### 5.2.1.2. Descripción de los Procesos

#### A) Usando Benceno como Agente de Separación

El sistema Agua-Etanol-Benceno forma una mezcla ternaria azeotrópica cuya composición es 7.4% de agua, 18.5% de etanol y 74.1% en peso de benceno. Partiendo de etanol (95.6%) y benceno, en volúmenes aproximadamente iguales, se obtiene el azeótropo -- ternario como destilado y Alcohol Etílico anhidro en el fondo de la columna.

El destilado se separa en 2 capas que se decantan; la superior consta de 86% de benceno, 12.7% de etanol y 1.3% de agua y es 85.5% en volúmen del destilado; ésta se devuelve a la alimentación. La capa inferior consta de 4.8% de Benceno, 52.1% de Etanol y 43.1% de agua; ésta se envía a otra columna - donde se extrae todo el Benceno y entonces contiene aproximadamente 60% de Etanol que debe ser concentrado, por lo común en una columna suplementaria.

En alguno casos se añade agua al destilado antes de la decantación; con ello se obtiene mayor volúmen de la capa acuosa con menos benceno que recuperar.

#### B) Usando Eter Etílico como Agente de Separación

En este caso se produce una modificación, no aparece alcohol en el destilado. Este viene a ser una

GRAFICO V  
 DIAGRAMA DE FLUJO DE LA  
 DESHIDRATACION DE ETANOL  
 CON BENCENO

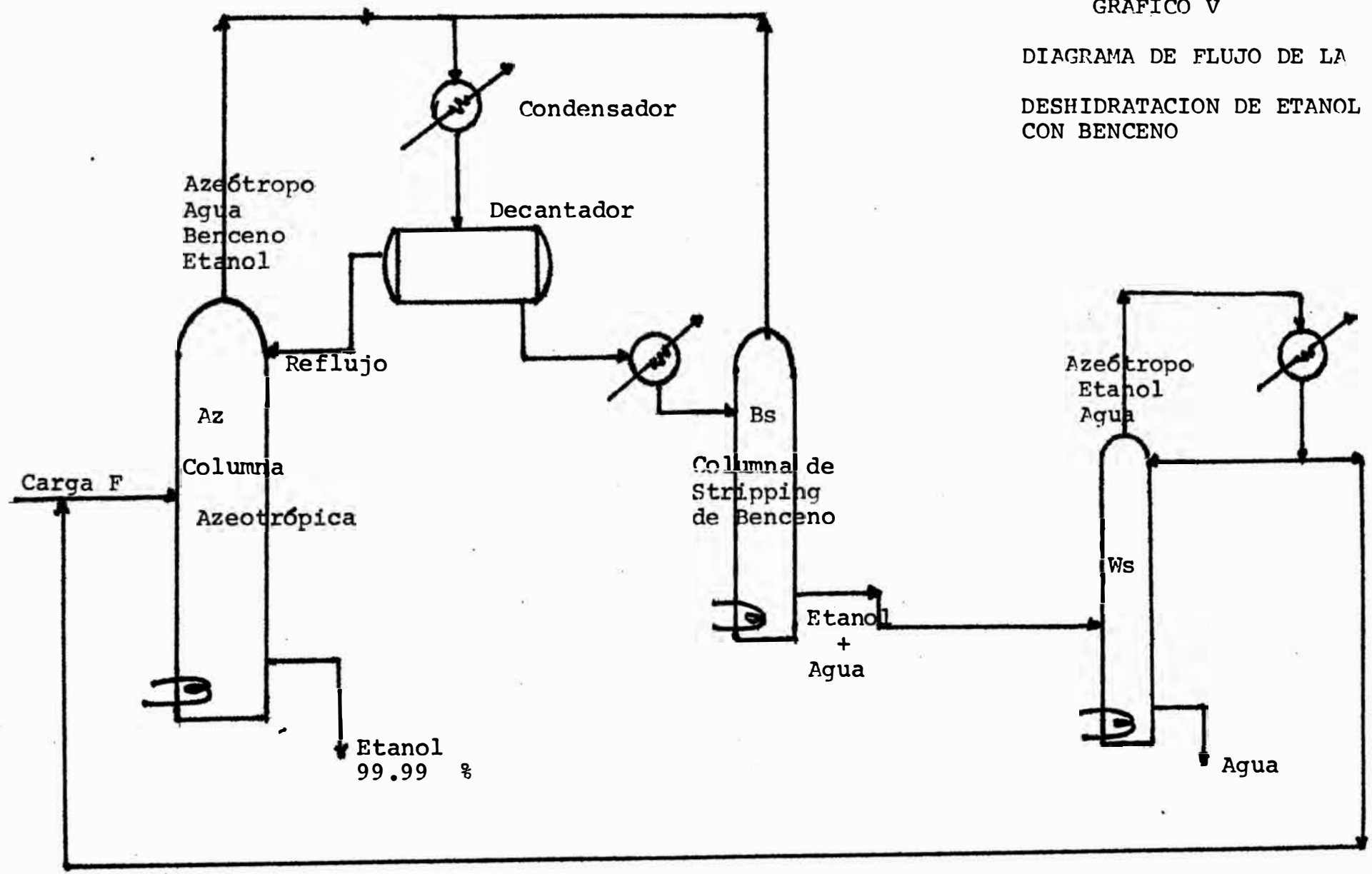
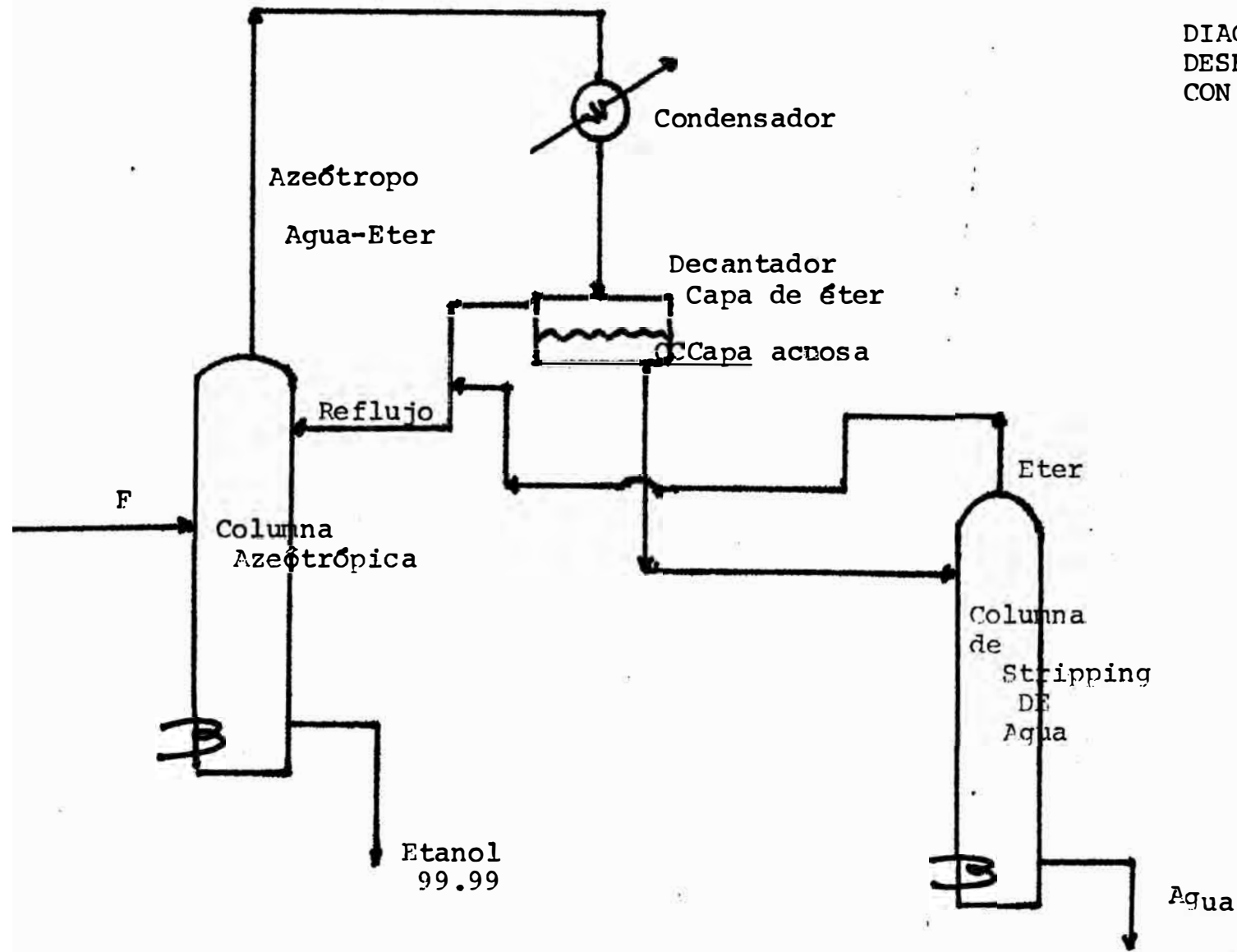




GRAFICO VI

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA DESHIDRATACION DE ETANOL CON ETER



mezcla binaria azeotrópica de éter y agua que hierve a 34.2°C. Todo el alcohol de alimentación se obtiene anhidro en el fondo de la columna.

A presión atmosférica la mezcla azeotrópica tiene 98.8% de Eter y 1.2% de Agua, casi - 80 partes de Eter por 1 parte de agua. Se puede ver por tanto, como ya se dijo anteriormente, que la operación no es útil a la presión atmosférica; pero a mayor presión la composición de la mezcla azeotrópica es más favorable. A 8.4 Kg/cm<sup>2</sup> contiene aproximadamente 4% de agua.

Por otra parte la solubilidad de agua en eter aumenta con la temperatura, por tanto la decantación se hace a la menor temperatura posible, de preferencia a 15°C a la cual la solubilidad de agua en éter es de 1.15%. La capa de éter aunque contiene pequeña proporción de agua se puede introducir nuevamente en la columna como reflujo. La capa acuosa se despoja del éter en un destilador suplementario y luego se deshecha pues no contiene alcohol.

### 5.2.2. DESTILACION EXTRACTIVA

Puede ser definida como una destilación en presencia de un tercer componente (también llamado agente de separación o solvente), el cual es relativamente no volátil comparado con uno de los componentes que se desean separar. El agente entra continuamente cerca del tope de la columna de destilación, así una apreciable cantidad de solvente es mantenida en todos los platos y es recuperada por los fondos.

En este proceso no se necesita vaporizar el solvente y como resultado el calor necesario para la separación sería menor que en destilación azeotrópica, si es que en ambos procesos se usaran cantidades semejantes del agente de separación. Sin embargo, por lo general, el solvente debe ser agregado en grandes cantidades de modo que el diámetro de la columna y los calores totales necesarios aumentan y puede bajar la eficiencia de los platos.

En el caso que se está tratando (mezcla de 95.6% etanol y 4.4% agua) será más conveniente la Destilación Azeotrópica y a que el componente a ser destilado por el tope (agua) está en muy pequeña cantidad y juntamente con el agente requerirá para hervir una canti-

dad de calor que no será una fracción importante del total necesario. De este modo se obtendrá también el etanol anhidro en el fondo de la columna y no se necesitará hacerlo pasar por una columna de destilación adicional como en el caso de la Destilación Extractiva en la que habría que separarlo del solvente.

El destilado que se obtiene en la columna Azeotrópica contiene una pequeña cantidad de alcohol que puede ser recuperada en una torre adicional chica que no ocasionará mayores gastos.

#### 5.2.2.1. Selección del Agente de Separación en Destilación Extractiva

Las características que debe tener un solvente en destilación extractiva son:

1. No debe formar azeotrópos con los componentes de alimentación
2. Baja volatilidad con respecto a los componentes originales, para que pueda recuperarse completamente por los fondos de la columna.
3. De preferencia debe pertenecer a la serie homóloga de uno de los componentes de la carga, así formará una solución ideal con uno de ellos y una solución no ideal con el otro componente,

aumentando la volatilidad relativa de ambos.

4. No reactivo con ninguno de los componentes de la alimentación.
5. No corrosivo para el equipo.
6. Debe ser térmicamente estable.
7. Fácil de conseguir.
8. No tóxico
9. De bajo costo.

El mejor solvente para la separación por Destilación Extractiva de un sistema dado es aquél que presenta mayor "Selectividad". Esta se define - como la volatilidad relativa de los componentes de la carga en ausencia del agente.

Para dar valores de selectividad con diversos agentes se necesitarían datos experimentales; pero como no se cuenta con éstos, se han considerado solamente las otras características nombradas.

POSIBLES SOLVENTES PARA LA SEPARACION DEL SISTEMA  
ETANOL-AGUA POR DESTILACION EXTRACTIVA

TABLA N° 13

Solvente	Fórmula	Fte.Eb. °C a 760mmHg	Solubilidad en 100 partes de:	
			Agua	Etanol
Fenol	$C_6H_5OH$	181.4	8.2 <sup>15</sup>	∞
Furfural	$C_4H_3O.CHO$	161.7	9.1 <sup>13</sup>	∞
Heptanol	$C_3H(CH_2)CH_2OH$	191.5	0.18 <sup>25</sup>	∞
Glicol	$CH_2OH.CH_2OH$	197.4	∞	∞
Xileno	$C_6H_4(CH_3)_2$	144.0	insol.	Solub.

De estos solventes, el que reúne las mejores condiciones es el Fenol, luego le sigue el Furfural.

5.2.3 OTROS METODOS UTILIZADOS PARA OBTENER ETANOL ANHIDRO

A) Desplazamiento del punto azeotrópico usando presiones de vacío

COMPOSICION DEL AZEOTROPO ETANOL-AGUA A DIFERENTES PRESIONES

TABLA N°15

Presión mm Hg	Agua en el azeótropo % en peso
14,523.6	7.88
1,451.3	4.75
1,075	4.65
760	4.40
404.6	3.75
198.4	2.70
94.9	0.50
70.0	0.00

Datos.- Manual de Ing. Química; Perry; 4°Ed.

La tabla muestra el pronunciado efecto de la presión sobre la composición azeotrópica. A 70 mmHg el alcohol absoluto hierve a 28°C y teóricamente una correcta separación del etanol y el agua puede

ocurrir por simple destilación; pero sería muy costoso industrialmente debido a la necesidad de un enfriamiento enérgico (-25 a -50°C), un gran gasto de vapor y el requerimiento de aparatos especiales para resistir el vacío.

B) Deshidratación con sustancias higroscópicas

Consiste en una destilación del alcohol de 95,6% sobre una sustancia higroscópica que se carga también a la columna y puede ser sólida tal como:

Cal viva

- Acetato de Calcio anhidro
- Oxido de Aluminio
- Sulfato cúprico anhidro
- etc.

o líquida tal como:

- Glicerina
- Etilenglicol

Estos procedimientos se realizan en forma discontinua; el rendimiento obtenido es bajo y por tanto tienen poca importancia industrial. (Ref. 13)



### C) Por Atmólisis

Este es un método utilizado actualmente sólo a nivel de laboratorio. Consiste en la separación de los vapores del agua y el alcohol haciendo uso de la diferencia de sus velocidades de difusión a través de un cuerpo poroso.

Para este propósito se utiliza un matraz de destilación con un tubo de porcelana porosa en la base superior. Este tubo está rodeado por un revestimiento hueco en el cual se crea una depresión que provoca la difusión de los gases. El tubo se prolonga por un refrigerante descendente en forma de serpentín, para condensar los vapores que no están difundidos (residuales)

Estos vapores residuales condensados son dirigidos mediante un grifo ya sea al matraz destilador o a un recipiente separado.

#### 5.2.4. SELECCION DEL PROCESO A REALIZAR

Aquí se consideran solamente las destilaciones azeotrópica y Extractiva como métodos de importancia industrial. Entre estos dos procesos se ha escogido el de Destilación Azeotrópica ya que como se vio anteriormente, para el caso de la mezcla Etanol (95.6%)

Agua (4.4%), usando destilación azeotrópica, el agua a ser destilada por el tope está en muy pequeña cantidad y junto con el agente de separación requerirá - para hervir, una cantidad de calor que será una fracción importante del total necesario. En cambio en la Destilación Extractiva una mayor cantidad de solvente es utilizada de modo que el diámetro de la columna y los calores latentes totales necesarios aumentan y puede bajar la eficiencia de los platos.

En cuanto al agente de separación que ha de usarse - en la destilación azeotrópica, se presenta en la tabla N°16 una comparación de los resultados de diseño utilizando como agentes benceno y éter. (Ref.9)

Aunque usando éter aparece menor el N°de platos, éste no es estrictamente proporcional al costo de instalación y construcción de una columna especial de paredes resistentes para soportar la presión de trabajo, - que sería más costosa que para una columna que trabaja a la presión atmosférica lo mismo que el mantenimiento de una presión alta durante la operación de la columna.

El éter debido a su alta volatilidad se perdería en gran proporción durante el almacenamiento y manejo, o en cambio tendría que invertirse en un equipo

de almacenamiento de características especiales.

Si se usara benceno como agente de separación, al mezclar la gasolina con el alcohol anhidro, la contaminación con benceno (impurezas del alcohol) no afectaría la mezcla, por el contrario, ya que en la composición de la gasolina intervienen hidrocarburos aromáticos.

Teniendo en cuenta las consideraciones hechas y el costo de los agentes de separación se ha escogido para este estudio la Destilación Azeotrópica con Benceno.

COMPARACION DE LOS RESULTADOS DE DISEÑO USANDO COMO AGENTES BENCENO Y ETER. PARA OBTENER ETANOL DE 99.999%

TABLA N° 16

Proceso	Concent.de la Alimentac. % en Vol. de Etanol	Columna de Des-tilación (P.T.)	Columna de Puri-ficación (P.T.)	Columna de Rec-tifica-ción (P.T.)	Columna De Deshi-dratación (P.T.)
Sistema de deshi-dratación usando benceno	6.25	20	30	54	50
Sistema de deshi-dratación usando é-ter etí-lico. A 1251b/ pulg <sup>2</sup>	6.25	20	45	54	30

P.T. = Platos Teóricos

(Ref.14)

COMPARACION DE LOS RESULTADOS DE DISEÑO USANDO COMO  
AGENTES BENCENO Y ETER. PARA OBTENER ETANOL DE 99.999%

(CONTINUACION)

<u>Proceso</u>	<u>Columna de Despojo de Agua. (P.T.)</u>	<u>Columna suplementa- ria de Rectificación Unidad de Deshidrata ción (P.T.)</u>
Sistema de des hidratación u- sando benceno.	30	45
Sistema de des hidratación u- sando éter etí lico. A 125 lb/pulg <sup>2</sup>	20	-

(Ref. 14)

### 5.3 DISEÑO DEL PROCESO DE DESHIDRATACION DEL ETANOL A PARTIR DEL AZEOTROPO ETANOL-AGUA

#### 5.3.1. DISEÑO DE LA UNIDAD DE DESTILACION AZEOTROPICA

##### 5.3.1.1. Especificaciones de la Separación Deseada.- Condiciones para el diseño de la columna

El Diseño corresponde al de una columna de destilación azeotrópica utilizando benceno como agente de separación.

1. La carga entrará al punto de ebullición
2. Se asume que 20 moles de productos de fondos se obtendrán de la base de la columna por cada 100 moles de vapor de retorno que se produzcan en el hervidor.
3. Pureza de los productos de fondos: 99.9% en peso de etanol.
4. La composición del destilado es la misma que la del azéotrope Etanol-Benceno Agua.
5. La diferencia de calores latentes molares entre los componentes de la alimentación, etanol y agua, es de 29 Btu/Mol/lb, los calores de solución se consideran despreciables existiendo un buen aislamiento. Por tanto se considera que los flujos molares a través de las secciones de enriquecimiento y agotamiento son aproximadamente constantes en cada una de ellas. (Ref.8)

CONDICIONES PARA EL DISEÑO DE LA COLUMNA

TABLA N° 17

	% en Peso			% en Moles		
	Etanol	Agua	Benceno	Etanol	Agua	Benceno
Alimentac.	95.6	4.4		89.0	11	
Fondos	99.9	0.09	0.01	99.764	23	0.006
Vapor de la cabeza	18.5	7.4	74.7	24.5	21.9	53.6

6. Se ha considerado para el diseño el diagrama de flujo del gráfico IX, que consta de: una columna de destilación azeotrópica (Az), un condensador (C), un Decantador (E), una columna de Stripping de benceno (B<sub>S</sub>) y una columna de recuperación de etanol.

GRAFICO VII  
TOLERANCIA DE AGUA EN LAS MEZCLAS GASOLINA- ALCOHOL

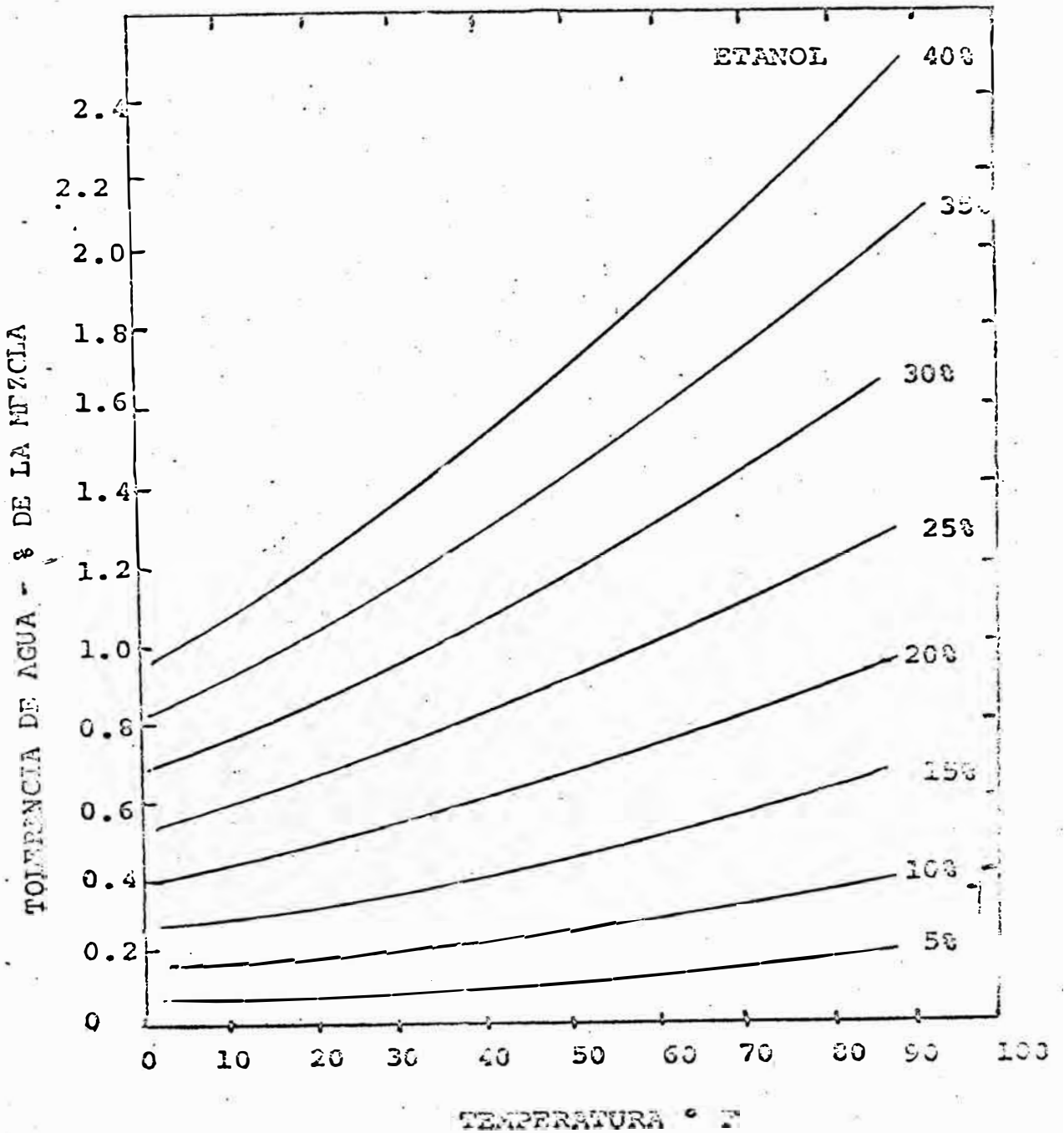




GRAFICO VIII

DIAGRAMA DE EQUILIBRIO DE  
FASES PARA EL SISTEMA  
ETANOL-AGUA-GASOLINA A 76° F

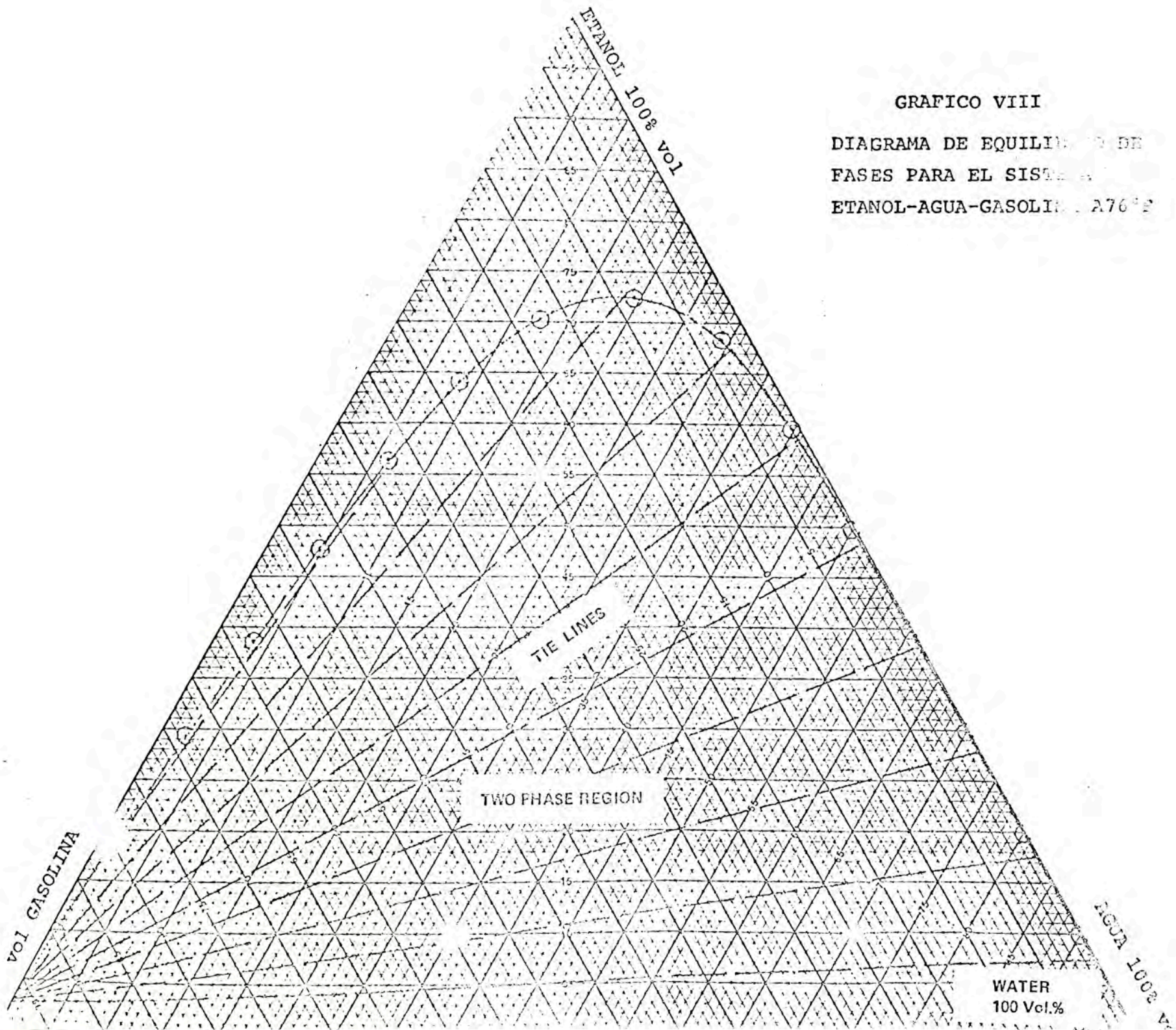
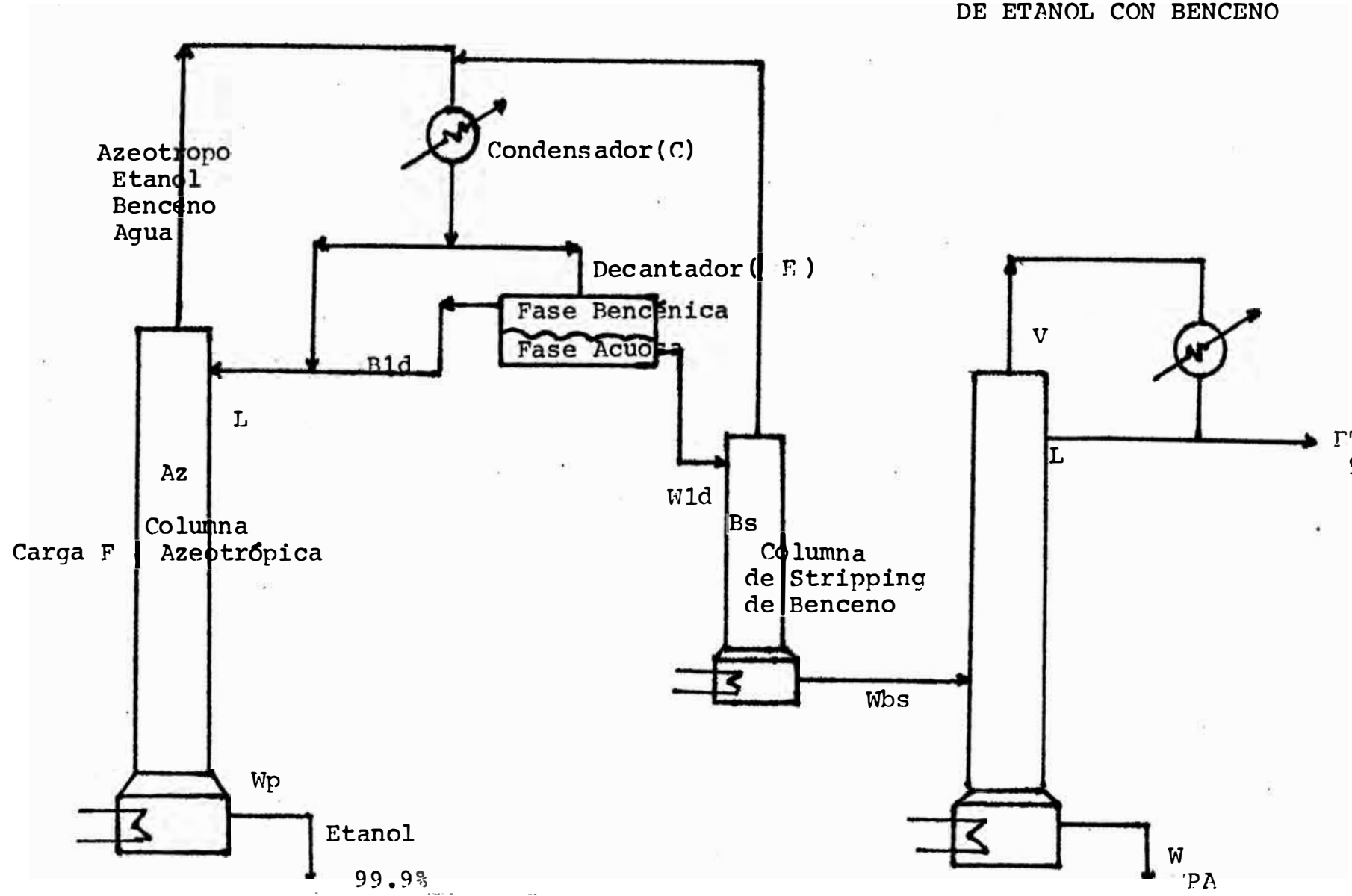


GRAFICO IX

DIAGRAMA DE FLUJO PARA EL DISEÑO DE LA COLUMNA DE DESTILACION AZEOTROPICA . DESHIDRATAACION DE ETANOL CON BENCENO



5.3.1.2. Cálculo de la Relación de Reflujo

COMPOSICION EN LA UNIDAD DE DESHIDRATAACION

TABLA N° 18

Punto en la Fig. ( X )	Descripción	% en Moles		
		Etanol	Agua	Benceno
F	Carga a la Col. Azeotró pica.	0.89	0.11	--
T	Vapor del to pe de la Co lumna Azeotró pica que va al Condensa-- dor. "C"	24.5	21.9	53.6
W <sub>ld</sub>	Fase acuosa - del decanta-- dor "E" que va a la Col. de Stripping de Benceno	23.8	73.8	2.4
W <sub>bs</sub>	Fondos de la Columna de Stri pping de Bence no.	24.00	76.0	0.0
B <sub>ld</sub>	Fase bencénica del decantador que es mezcla da con el re-- flujo y regre sa al tope de la Co. Az.	24.6	12.0	63.4
W <sub>t</sub>	Productos del Stripper de benceno (tope)	24,5	12,9	53.6

SISTEMA ETANOL-BENCENO-AGUA. DATOS DE COMPOSICION DE LAS  
FASES CONJUGADAS AL PUNTO DE EBULLICION

TABLA N°19

T°C	Comp. de la fase sup. % en Moles			Comp. de la fase inf. % en Moles		
	Etanol	Benceno	Agua	Etanol	Benceno	Agua
69.0	0.07	98.64	1.29	1.07	0.07	98.86
68.0	0.70	98.0	1.3	2.8	0.10	97.1
67.0	2.0	96.3	1.7	4.8	0.1	95.1
66.0	4.6	93.3	2.1	7.7	0.2	92.1
65.5	8.3	88.8	2.9	10.0	0.2	89.3
65.0	14.1	81.9	4.0	16.1	0.6	83.3
64.8	23.0	67.2	9.8	21.8	1.9	76.3
64.8	23.1	65.1	11.8	22.2	2.0	75.8
64.9	30.8	48.6	20.55	29.8	6.7	63.5
64.9	34.3	20.9	35.75	33.8	14.6	5.16
64.9	34.6	25.7	39.7	34.1	17.3	48.6

BASE PARA EL DISEÑO DE LA COLUMNA: 1 HORA

A) Calor Latente Molar en los Fondos de la Columna y en los primeros platos encima del hervidor.-

Como la composición del vapor y líquido es sobre 99% moles de Etanol, el Calor Latente Molar puede tomarse como de Etanol puro y a una temperatura de 78.5°C.

Calor Latente Molar del Etanol =  $46 \times (204.26 \times 1.8) = 16,912$  BTU/mol lb.

B) Calor Latente Molar en el Tope de la Columna

CALORES LATENTES MOLARES DE VAPORIZACION EN EL TOPE

TABLA N°20

Componente	T°C	Cal.Lat. BTU/lb.	P.M.	Cal.Lat. BTU/lb. Mol	Comp. % moles	Cal.Lat. molar parcial BTU/M <sub>l</sub> lb.
Etanol	64.8	350	46	16,100	24.5	3,944
Agua	64.8	1,008	18	18,144	21.9	3,973
Benceno	64.8	175	78	13,650	53.6	7,316

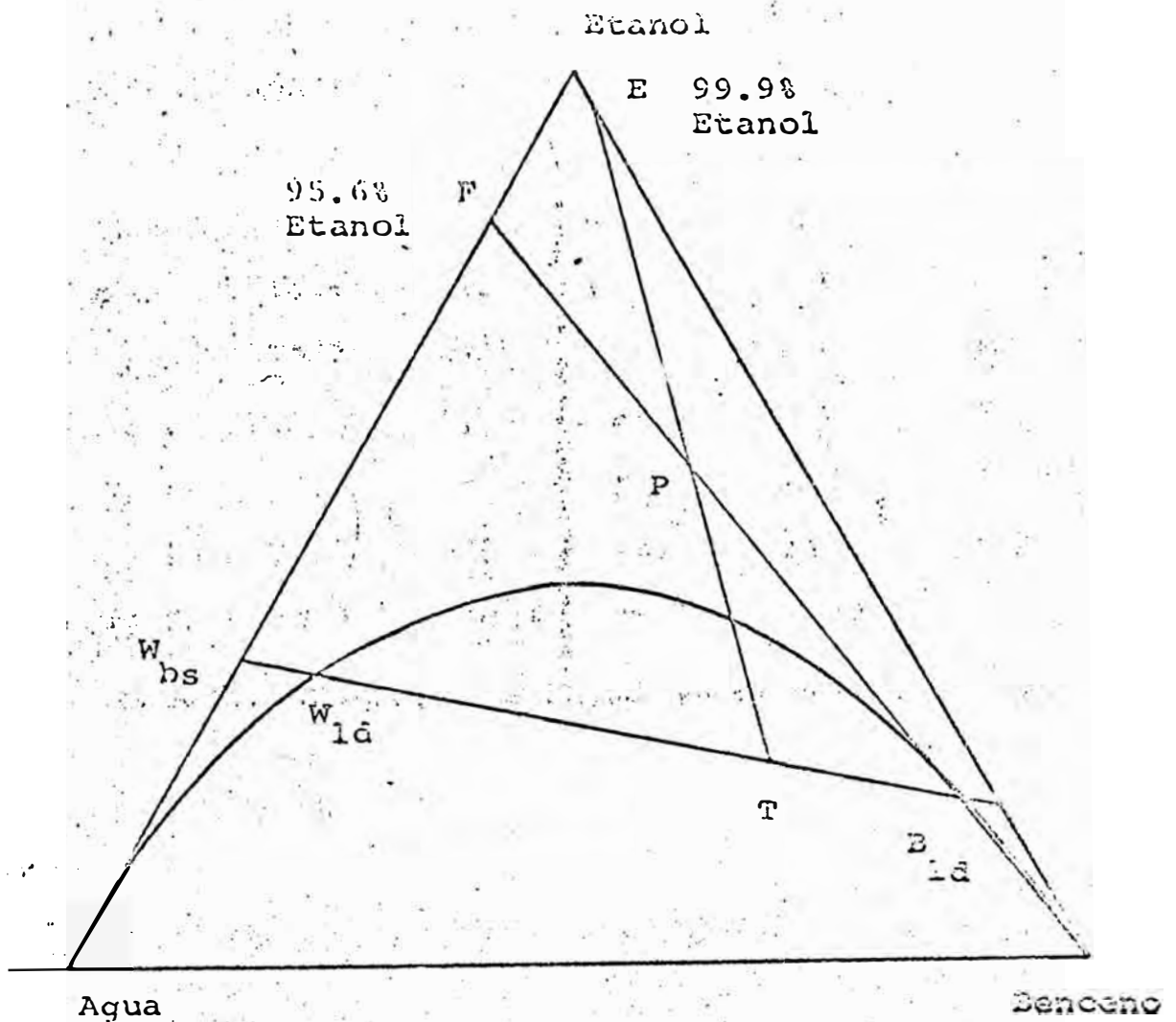
Calor Latente Molar en el Tope ..... 15,234

GRAFICO X

DIAGRAMA DE EQUILIBRIO DE FASES

PARA EL SISTEMA

ETANOL - BENCENO - AGUA



La línea de unión  $\overline{B_{ld}W_{ld}}$  pasa a través de T a temperatura de 20°C

C) Moles libras de vapor en el tope de la columna

Si 20 Mol/lb de producto 100 moles de vapor  
2965.75 x

moles de vapor en  
el hervidor = 14828.76 mol-lb/hr.

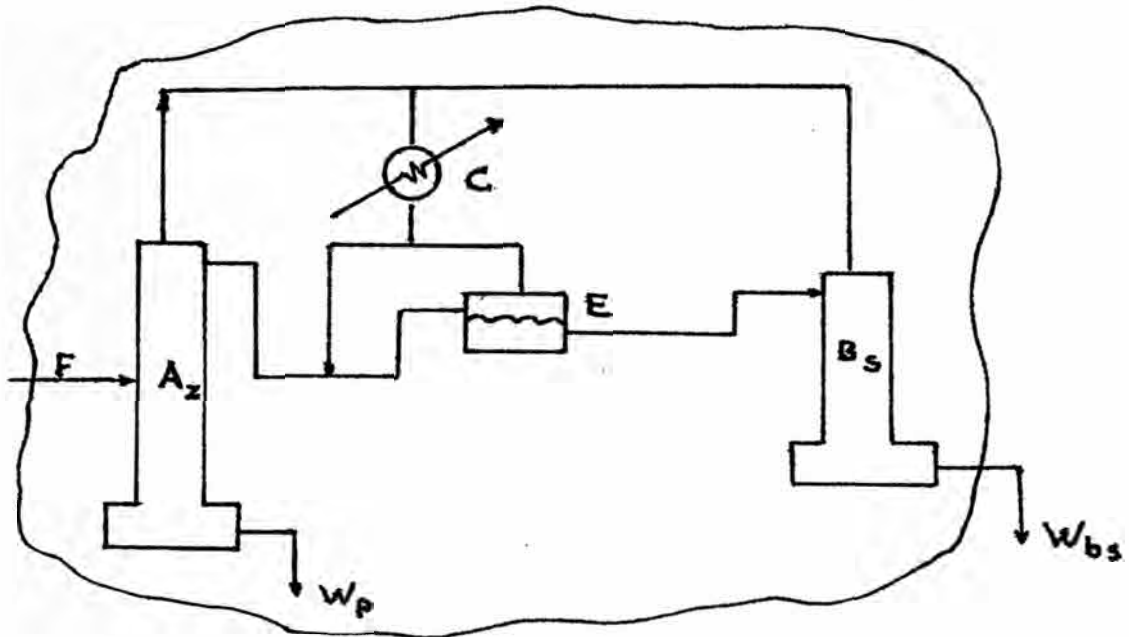
. . Moles lb de vapor

en el tope de la columna =  $\frac{14,828.76 \times 16,912}{15,234} = 16,462.123$

D) Balance de Materia

En el diagrama ternario o en el diagrama de flujo se puede observar que los fondos de la columna de Stripping de benceno están compuestos sólo por el etanol y el agua que entran a ésta y que provienen del decantador (fase acuosa de la columna azeotrópica y cuya composición es: benceno 4.8% molar, etanol 58.1% y agua 43.1%).

En los fondos sólo aparece el agua 24% y el etanol 76%



Balance general de materia para el Sistema.

$$F = 2965.75 + W_{bs} \quad (5.1)$$

En términos de etanol

$$0.89 F = (0.99764 \times 2965.75) + 0.243 W_{bs}$$

$$0.89 F = 2958.75 + 0.2430 W_{bs} \quad (5.2)$$

Resolviendo (5.1) y (5.2)

$$0.89(2965.75 + W_{bs}) = 2958.75 + 0.243 W_{bs}$$

$$2639.5175 + 0.89 W_{bs} = 2958.75 + 0.243 W_{bs}$$

$$0.647 W_{bs} = 319.2325$$

$$W_{bs} = 493.404 \frac{\text{Mol/lb}}{\text{hr}}$$

$$F = 3459.157 \frac{\text{Mol/lb}}{\text{hr}}$$



E) Fase acuosa del decantador (E) que va a la torre (B<sub>s</sub>)  
de Stripping de benceno

$$\frac{T - W_{bs}}{T - W_{1d}} = \frac{W_{1d}}{\bar{W}_{bs}}$$

$$T = 0.219$$

$$W_{bs} = .7600$$

$$W_{1d} = 0.738$$

$$\frac{0.219 - 0.76}{0.219 - 0.738} = \frac{\bar{W}_{1d}}{493.404}$$

$$\bar{W}_{1d} = 514.319 \frac{\text{Mol/lb}}{\text{hr.}}$$

F) Fase bencénica del decantador (E) la cual es combinada con el reflujo y regresa al tope de la columna azeotrópica.-

$$\frac{\text{Fase acuosa del decantador}}{\text{Fase bencénica del decantador}} = \frac{\bar{W}_{1d}}{\bar{B}_{1d}} = \frac{T - B_{1d}}{T - W_{1d}}$$

$$\frac{514.319}{\bar{B}_{1d}} = \frac{21.9 - 12}{21.9 - 73.8} = \frac{9.9}{51.9}$$

$$\bar{B}_{1d} = \frac{51.9 \times 514.319}{9.9} = 2696.278 \frac{\text{Mol-lb}}{\text{hr.}}$$

Las cantidades actuales de los componentes en la fase bencénica son:

$$C_6H_6 = 2696.278 \times 0.634 = 1709.264$$

$$C_2H_5OH = 2696.278 \times 0.246 = 663.284$$

$$H_2O = 2696.278 \times 0.12 = 323.553$$

G) Condensado del Condensador (C) que pasa al Decantador (E). -

Esta es la suma de (E) y (F)

$$514.319 + 2696.278 = 3210.597 \frac{\text{Mol-lb.}}{\text{hr}}$$

H) Moles de condensado que regresan a la columna

$L_c =$  Moles de vapor que salen por el tope - Moles del Decantado

$$L_c = 16462.123 - 3210.597 = 13251.526 \frac{\text{lb mol}}{\text{hr}}$$

$$L_c = 13251.526 \frac{\text{lb Mol}}{\text{hr.}}$$

I) Relación de Reflujo (R)

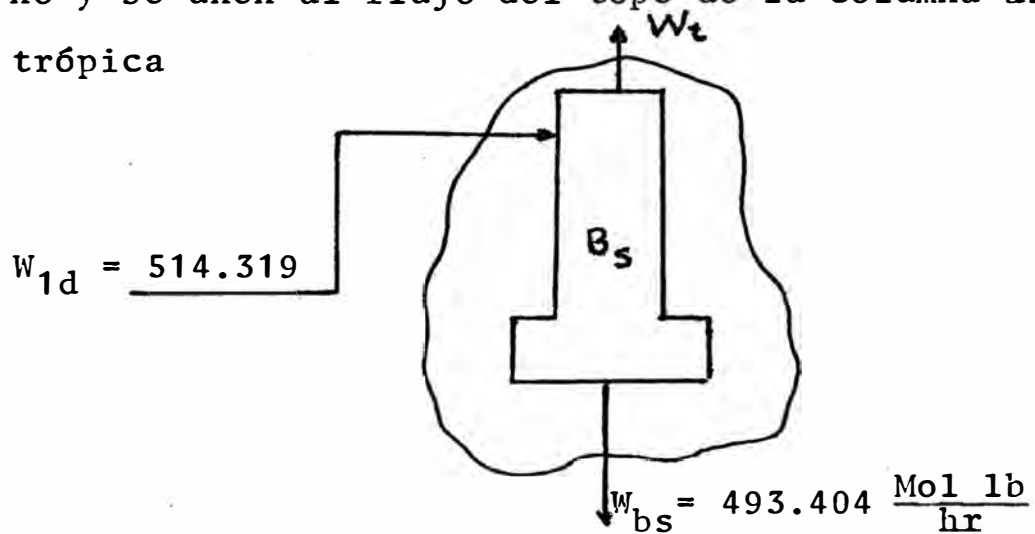
$R = \frac{\text{Moles de condensado que va y pasean el decantador (E)}}{\text{Moles de condensado que van al decantador (E)}}$

$$R = \frac{13251.526}{3210.592} = 4.127$$

J) Moles totales que regresan a la columna como Re-flujo (L)

$$L = L_c + \bar{B}_{1d} + W_t$$

$W_t$  = Moles que salen de la columna de Stripping de bence-  
no y se unen al flujo del tope de la columna azeo-  
trópica



Balance de materia alrededor de la  
columna de Stripping

$$W_t = W_{1d} - W_{bs}$$

$$W_t = 514.319 - 493.404$$

$$W_t = 20.915 \text{ Mol-lb/hr}$$

La composición de  $W_t$  es la del Azeótropo.

$$L = 13251.526 + 2696.278 + 20.915$$

$$L = 15968.719 \frac{\text{Mol-lb}}{\text{Hr.}}$$

CUADRO DE BALANCE DE MATERIAS

Con los datos de la tabla N°17 y los cálculos anteriormente hechos, se dan datos del balance de material y otros datos, en moles y % en moles.

TABLA N°21

	Etanol	Benceno	Agua	Total
1.- Carga, composición, % en moles	89.0	0	11	100
2.- Carga, # de moles	3078.51	0	380.49	34.59
3.- Productos, composición, % en moles	99.764	0.0006	0.23	100
4.- Productos, # moles/hr.	2958.751	0.178	6.821	2965.75
5.- Vapor del tope de la Col. Az. % en moles	24.5	53.6	21.9	100
6.- Vapor del tope de la Col. Az.	4033.2	8823.6	3605.2	164.62
7.- Fase acuosa del decantador de la col. Bs., % en moles	23.8	2.4	73.8	100.0
8.- Fase acuosa del decantador de la Col. Bs, # de moles	122.33	12.34	379.33	514

(Continuación)

	Etanol	Benceno	Agua	Total
9.- Fase bencénica del decantador (E) en la cual es combinada - con el reflujo baypaseado, % moles.	24.6	63.4	12.0	100
10.- Fase bencénica del decantador (E) la cual es retornada como reflujo, # moles/hr.	663.2	1709.3	323.5	26.96
11.- Condensado del Condensador (C) que va al decantador (E), % - en mol.	24.5	53.6	21.9	100
12.- Condensado del condensador (C) que va al decantador (E), # de moles/hr.	786.59	1720.87	703.13	3210.59
13.- Condensado que regresa como - reflujo a la - Col. Az., % en moles.	24.5	53.6	21.9	100
14.- Condensado que regresa como reflujo, a la -- Col. Az., # moles/hr.	3246.6	7102.8	2902.1	13251.5
15.- Reflujo total	3912.3	8559.2	3497.2	15968.7
16.- Composición de los fondos de la Col.Bs, # en moles.	24.0	0	76.0	100
17.- Lb.mol/hr de - los fondos de la Col. Bs.	118.42	0	374.98	493.4

5.3.1.3. Cálculos para las Moles y composición del Líquido y Vapor que sale de cada plato

A) Composición del vapor que sale del hervidor hacia el plato N°1

Sub índices: a = alcohol etílico

w = agua

b = benceno

para mayor información sobre la base de las ecuaciones utilizadas en los cálculos ver el apéndice.

$X_{w, a, b}$  y  $Y_{w, a, b}$  están en fracción molar.

1.a) La composición de alcohol en el vapor es calculada por la ecuación siguiente:

$$Y_a = \frac{1}{(\alpha_{wa})(X_w/X_a) + \alpha_{ba}(X_b/X_a) + 1}$$

a.1) Determinación del valor de  $\alpha_{wa}$

$\alpha_{wa}$  = volatilidad relativa del agua al etanol; se obtiene del gráfico XI.

$$\frac{X_w}{X_w + X_a} = \frac{0.0023}{0.0023 + 0.99764} = 0.0023$$

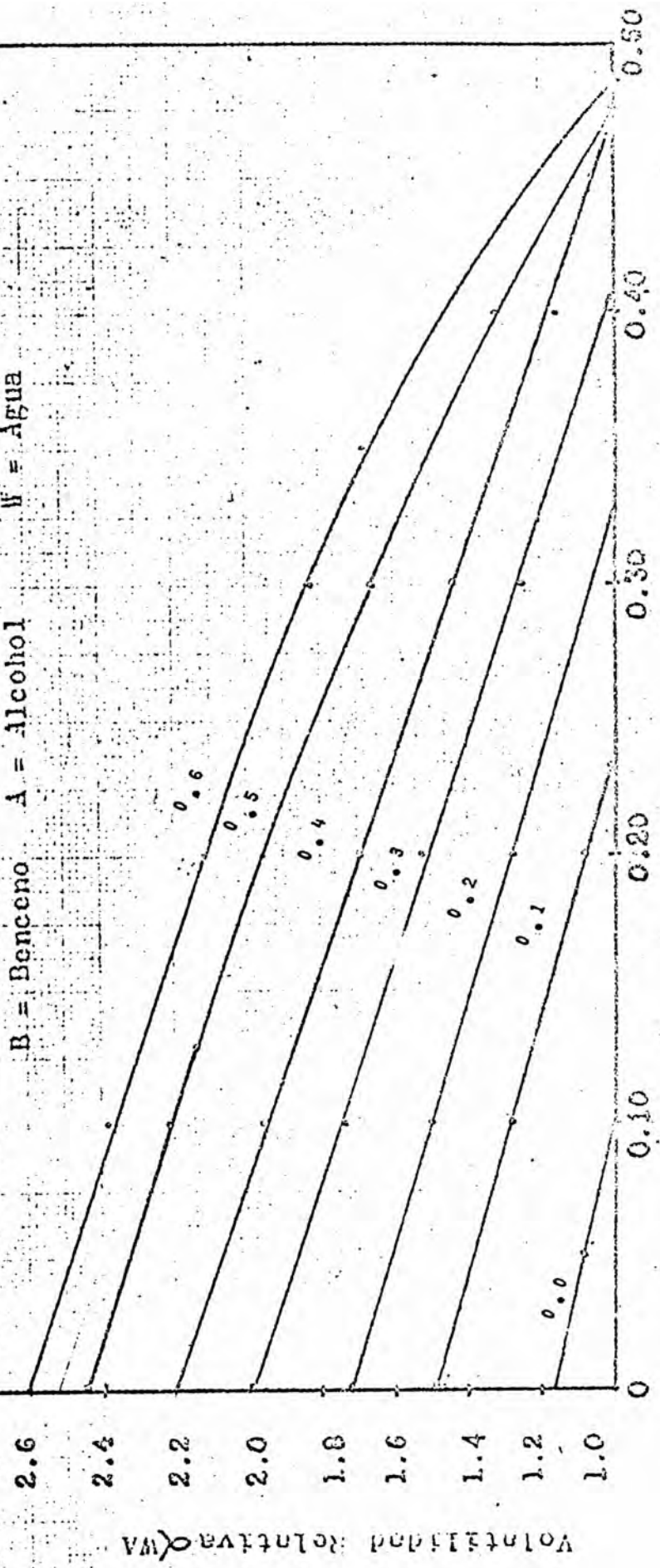
o prácticamente cero.

Carta de Volatilidad Relativa - Se ha planteado  $W_A$  Versus  $\frac{X_W}{X_W + X_A}$

El parámetro es  $X_B$

Transactions of the Institution of Chemical Engineers, por W.S. Norman,  
Vol. 23, pag. 89-92 Victoria Street.

B = Benceno A = Alcohol W = Agua



$$\frac{X_W}{X_W + X_A}$$

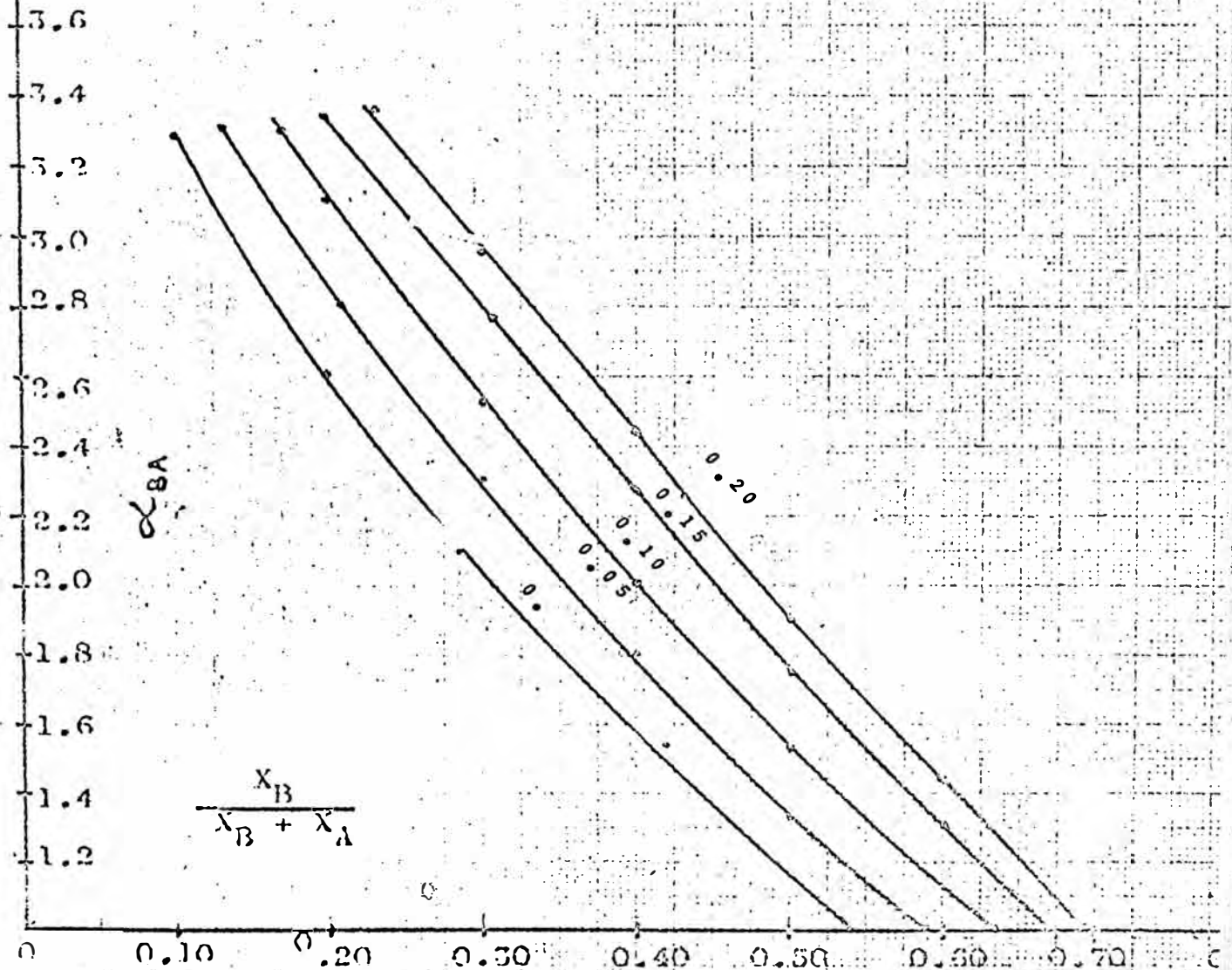
Volatilidad Relativa (WA)

GRAFICO XII

Carta de Volatilidad Relativa - Se ha plotado  $\alpha_{BA}$   
 Versus:  $\frac{X_B}{X_B + X_A}$  ( Parámetro es  $X_W$  )

Transactions of the Institution of Chemical Engineers, por  
 W.S. Norman; Vol.23 pag. 89-92; 50 Victoria Street.

B = Benceno      A = alcohol      W = Agua





Cuando  $\frac{X_w}{X_w + X_a}$  es prácticamente cero, el valor de  $\alpha_{wa}$  cuando  $X_b$  también es prácticamente cero es  $\alpha_{wa} = 1.2$

a.2) Determinación de  $\alpha_{ba}$

Este valor se halla en el Graf. XII en donde está ploteado  $\frac{X_b}{X_b + X_a}$  versus  $\alpha_{ba}$  para diferentes concentraciones del parámetro  $X_w$  ;  $\frac{X_b}{X_b + X_a} = \frac{0.00006}{0.00006 + 0.99764} = 0.00006$  o prácticamente cero.

$X_w$  es también prácticamente cero y así, cuando  $\frac{X_b}{X_b + X_a} = 0$  y  $X_w = 0$  ;  $\alpha_{ba} = 3.8$

Sustituyendo los valores hallados en la ecuación:

$$Y_a = \frac{1}{(1.2)(0.0023)(0.99764) + 3.8(0.00006/ \frac{1}{0.99764) + 1}}$$

$$Y_a = 0.9970$$

Hay 99.7% moles de Etanol que salen del hervidor y entran al plato del fondo. (N°1)

1.b) Composición del vapor de benceno que sale del hervidor

$$Y_b = (\alpha_{ba}) (X_b / X_a) Y_a$$

$$\alpha_{ba} = 3.8$$

$$Y_b = (3.8) (0.00006 / 0.99764) (0.997) = 0.00023$$

frac. molar. Se tienen 0.023% moles de vapor de benceno que salen del hervidor.

1.c) Composición del vapor de agua que sale del hervidor

Se encuentra por diferencia:

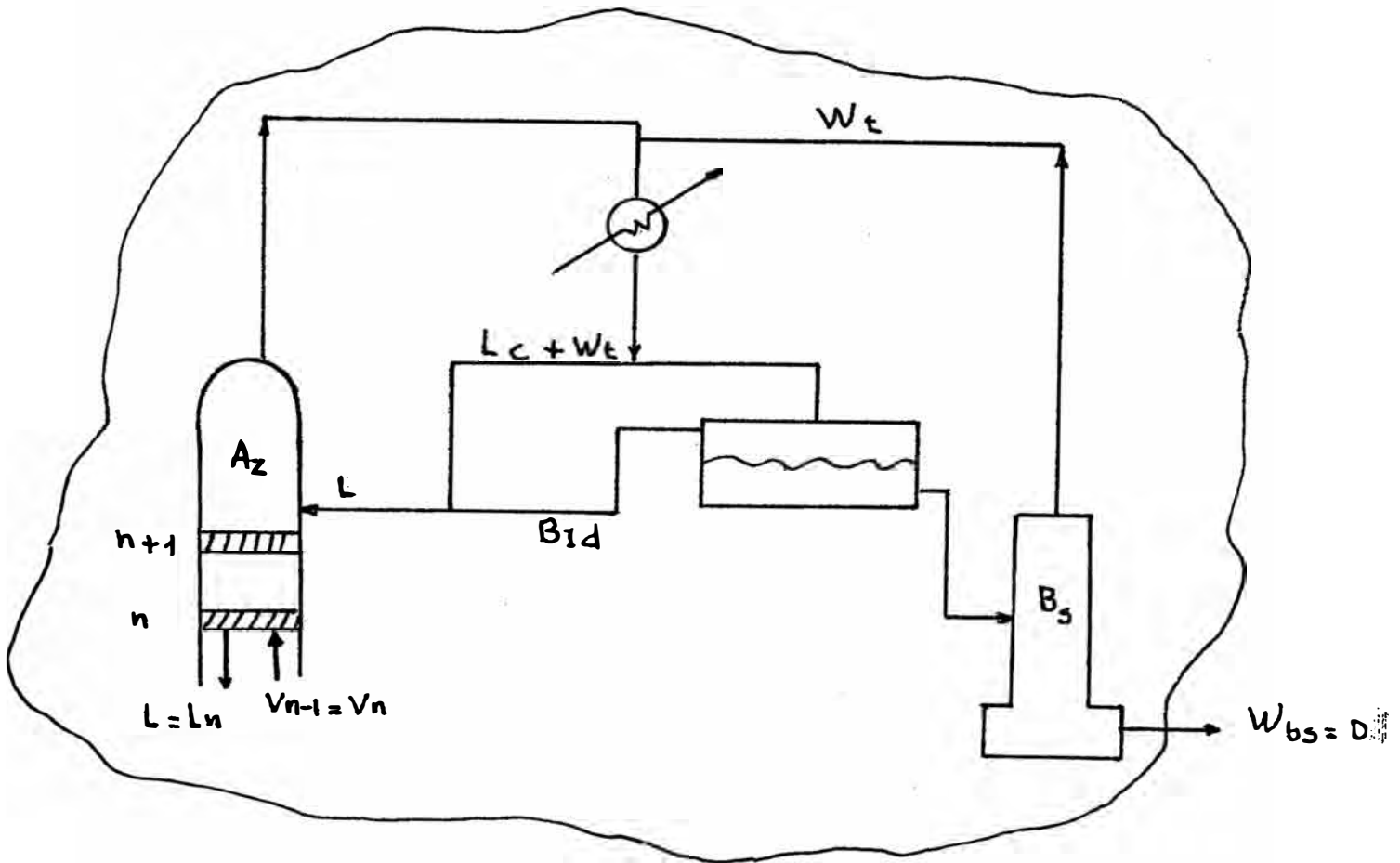
$$Y_w = 1.0 - Y_a - Y_b$$

$$Y_w = 1.0 - 0.997 - 0.00023 = 0.00277$$

Se tienen 0.277% moles de agua en el vapor que sale del hervidor.

B) Cálculo de la composición del líquido que sale de cada plato

2.a) Ecuación general de la línea de operación de la Sección de Enriquecimiento



Balace de materias para la Sección de Enriquecimiento de la Columna Azeotrópica.

Por un balance de material alrededor de la envolvente III:

$$V_{n-1} = L_n + D \quad (5.3)$$

En función de uno de los componentes:

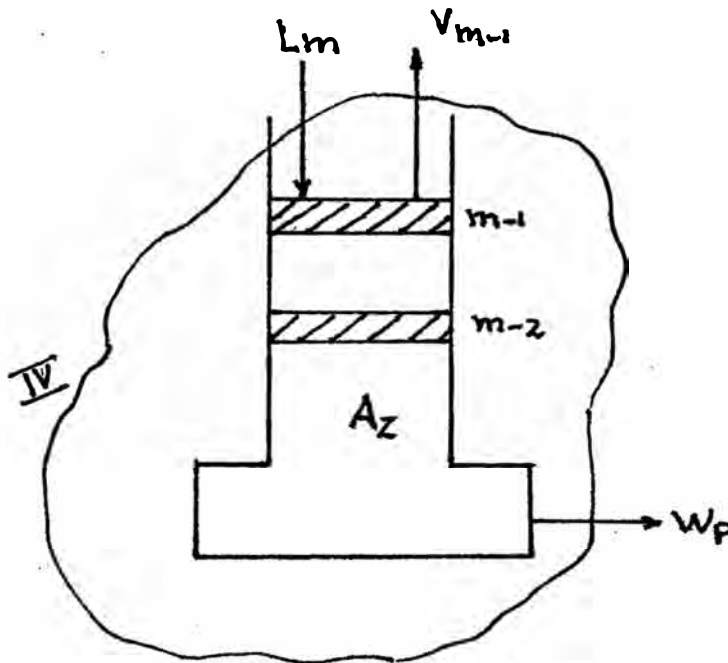
$$(Y_{n-1})(V_{n-1}) = (L_n)(X_n) + (X_d)(D) \quad (5.4)$$

$$Y_{n-1} = \frac{X_n \cdot L_n}{V_{n-1}} + \frac{X_d \cdot D}{V_{n-1}}$$

como  $V_{n-1} = V_1$  :

$$Y_{n-1} = \frac{X_n \cdot L_n}{V_1} + \frac{X_d \cdot D}{V_1} \quad (5.5)$$

2.b) Ecuación general de la línea de Operación de la Sección de Stripping o Agotamiento



Balance de materias para la Sección de Agotamiento o Stripping de la Columna Azeotrópica.

Los platos de la Columna Azeotrópica se numeran - empezando del plato de fondo como N°1, hasta el tope.

Balance de materias, global alrededor de la envolvente IV

$$V_{m-1} = L_m - W \quad (5.6)$$

En función de uno de los componentes

$$(Y_{m-1}) (V_{m-1}) = X_m \cdot L_m - X_w \cdot W \quad (5.7)$$

Despejando  $Y_{m-1}$  :

$$Y_{m-1} = \frac{X_m \cdot L_m}{V_{m-1}} - \frac{X_w \cdot W}{V_{m-1}} \quad (5.8)$$

Reemplazando (4) en (5)

$$Y_{m-1} = \frac{X_m \cdot L_m}{L_m - W} - \frac{X_w \cdot W}{L_m - W}$$

### C) Sección de Enriquecimiento

#### 3.a) Línea de operación del alcohol

$$(Y_{n-1})_a = \frac{(X_n)_a \cdot L}{V_1} + \frac{(X_d)_a \cdot D}{V_1}$$

$$X_d = 0.2438$$

$$V_1 = 16462.123 \text{ Mol-1b}$$

$$L = 15968.719 \text{ Mol-1b}$$

$$D = 493.404 \text{ Mol-1b}$$

$$(Y_{n-1})_a = \frac{15968.719 (X_n)_a}{16462.123} + \frac{0.2438 (493.404)}{16462.123}$$

$$Y_{n-1})_a = 0.970027 X_n)_a + 0.007307$$

$$X_n)_a = 1.031 Y_{n-1})_a - 0.00753297$$

$$X_n)_a = 1.031 Y_{n-1})_a - 0.007533$$

3.b) Línea de operación del benceno

$$Y_{n-1})_b = \frac{X_n)_b \cdot L}{V_1} + \frac{X_d)_b \cdot D}{V_1}$$

como:  $X_d)_b = 0$  ;  $\frac{X_d)_b \cdot D}{V_1} = 0$  No aparece

benceno en los fondos de la columna de stripping.

Despejando  $X_n)_b$  :

$$X_n)_b = Y_{n-1})_b \frac{V}{L}$$

$$X_n)_b = Y_{n-1})_b (1.031)$$

Esta ecuación relaciona el vapor de benceno que entra a un plato con el líquido (benceno) que sale de este, en la sección de rectificación.

3.c) Línea de operación del agua

$$Y_{n-1})_w = \frac{X_n)_w \cdot L}{V_1} + \frac{X_d)_w \cdot D}{V_1}$$

$$Y_{n-1})_w = \frac{15968.719 X_n)_w}{16462.123} + \frac{(0.7562)493.404}{16462.123}$$

$$Y_{n-1})_w = 0.97 X_n)_w + 0.02266$$

$$X_n)_w = 1.031 Y_{n-1})_w - 0.02336$$

D) Sección de Agotamiento o Stripping

4.a) Cálculo de flujo (Lm) en la sección de stripping  
debajo del plato de alimentación

$$\frac{16912}{15254} = \frac{\text{Calor latente en los fondos de la columna AZ}}{\text{Calor latente en el tope de la columna AZ}} =$$

$$= 1.11$$

$L_m = L_n + F$  por entrar  $F$  (alimentación) al punto de burbuja.

El reflujo  $L_n$  cuando entra a la sección de stripping ya no es 15968.719 moles pero sí:

$$\frac{15968.719}{1.11} = 14386.233 \text{ Mol lb/hr.}$$

Luego:

$$L_m = 14386.233 + 3459.157$$

$$L_m = 17845.39 \text{ Mol-lb/hr}$$

4.b) Línea de operación del etanol

$$Y_{a-1} = \frac{17845.39 X_a}{17845.39 - 2965.75} - \frac{2965.75 (0.999)}{(17845.39 - 2965.75)}$$

$$L_m = 17845.39 \text{ Mol-lb/hr}$$

$$W = 2965.75 \text{ Mol-lb/hr}$$

$$Y_{a-1} = 1.1993 X_a - 0.199166$$

$$X_a = 0.8338 Y_{a-1} + 0.166025$$

4.c) Línea de operación del agua

$$Y_{w-1} = \frac{17845.39 X_w}{17845.39 - 2965.75} - \frac{2965.75 (0.009)}{17845.39 - 2965.75}$$

$$Y_{w-1} = 1.1993 X_w - 1.793843 \times 10^{-4}$$

$$X_w = 0.8338 Y_{w-1} + 0.00015$$

4.d) Línea de operación del Benceno

$$Y_{b-1} = \frac{17845.39 X_b}{17845.39 - 2965.75} - \frac{2965.75 (0.0001)}{17845.39 - 2965.75}$$

$$X_b = 0.8338 Y_{b-1} + 0.000017$$



COMPOSICION DEL LIQUIDO Y VAPOR EN CADA PLATO

TABLA N°22

Plato N°	Líquido			Vapor		
	A%	B%	W%	A%	B%	W%
Hervi- dor	99.764	0.006	0.23	99.7	0.023	0.277
1	99.70	0.03	0.27	99.61	0.08	0.31
2	99.63	0.07	0.30	99.37	0.28	0.35
3	99.44	0.23	0.33	98.56	0.94	0.40
4	98.84	0.79	0.37	96.48	3.10	0.42
5	97.01	2.60	0.39	90.30	9.30	0.40
6	91.90	7.70	0.40	77.1	22.5	0.40
7	80.7	18.9	0.40	60.7	38.9	0.40
8	66.7	32.9	0.40	51.7	47.7	0.60
9	59.0	40.4	0.6	48.5	50.5	1.00
10	56.4	42.8	0.8	47.3	51.2	1.50
11	55.3	43.5	1.2	45.9	51.8	2.30
12	54.1	43.9	2.0	44.9	51.5	3.6
13	53.3	43.6	3.1	43.5	51.0	5.5
14	52.1	43.2	4.7	41.2	51.3	7.5
15F	50.0	43.6	6.4	38.9	51.5	9.7
16	39.4	53.6	7.0	33.8	53.9	12.3
17	34.2	56.1	9.7	30.2	53.6	16.2
18	30.4	55.8	13.8	26.9	53.2	19.9
19	27.0	55.5	17.5	24.7	53.4	21.9
20	24.7	55.7	19.6	24.5	53.6	21.9

F, plato de alimentación; H, líquido heterogéneo; A, etanol; B, benceno ; W, agua.

En los cálculos de las composiciones del líquido y vapor en equilibrio en cada plato hemos partido del cálculo de las composiciones del vapor del hervidor que sale hacia el plato N°1, luego usando estos datos y las ecuaciones de las líneas de operación de la columna determinadas anteriormente se calcula la composición líquido que sale del plato N° 1 y que baja al hervidor, luego como este líquido del plato N°1 está en equilibrio con el vapor que sale hacia el plato N°2 se calcula las composiciones de este vapor usando las ecuaciones que relacionan líquido y vapor en equilibrio, usadas inicialmente para calcular la composición del vapor que sale del hervidor, y así sucesivamente, se van calculando las composiciones de líquido y vapor de los platos siguientes, hasta alcanzar las composiciones deseadas, en el tope de la columna.

#### 5.3.1.4. Punto óptimo para la Entrada de la Alimentación

Gilliland (Ind.Eng.Chem. 32:918 (1940) ha demostrado que las etapas requeridas para cualquier -- destilación son mínimas cuando la alimentación (líquido al punto de burbuja) se introduce a la etapa de la sección de agotamiento cuyo líquido contenga los componentes claves en la misma proporción en que se encuentran en la carga, o si las composiciones no coinciden exacta

mente, la alimentación debe entrar en el plato donde la proporción del Clave ligero al Clave pesado sea ligeramente más baja (o ligeramente más alta) que la que existe en la alimentación.

Este método se ha utilizado en el presente caso. Se ha considerado al agua como "Clave ligero" y al etanol como "Clave pesado", de acuerdo a las volatilidades relativas que presentan en la mezcla Benceno-Etanol-Agua.:

$$\text{En la alimentación: } \frac{(X)_{1k}}{(X)_{hk}} = \frac{0.11}{0.89} = 0.1235$$

(X)1k = Composición del clave ligero

(X)hk = Composición del clave pesado.

$$\text{En el plato N}^\circ 14 : \frac{(X)_{1k}}{(X)_{hk}} = \frac{0.047}{0.052} = 0.090$$

$$\text{En el plato N}^\circ 15 : \frac{(X)_{1k}}{(X)_{hk}} = \frac{0.064}{0.50} = 0.128$$

La relación para el plato N°15 es la más aproximada a la de la carga y por tanto será el plato de entrada de la alimentación.

#### Componentes Claves

Los componentes más volátiles se denominan "livia nos" y los menos volátiles se denominan "pesados".

Frecuentemente habrá un componente, el componente más liviano que el clave liviano se hallará en - muy pequeña cantidad. Si todos los componentes - están presentes en el residuo en concentraciones importantes, el más volátil es el "Clave liviano" Análogamente, habrá un componente, el componente "Clave pesado", presente en el destilado del tope en cantidades importantes mientras que los componentes más pesados que el pesado clave se hallarán presentes en muy pequeñas cantidades. Si todos - los componentes se encuentran en el destilado en cantidades importantes, el menos volátil es el "clave pesado".

#### 5.3.1.5. Número de Etapas Requeridas

Las composiciones halladas, de equilibrio Vapor - Líquido, de cada plato aparecen en la Tabla N°22.

El número de platos o etapas teóricas es de 20 , con la entrada de la alimentación en el plato N°15 que corresponde a la Sección de Agotamiento de la Columna.

Los cálculos se han hecho con calculadora electrónica manual.

### Determinación de la Eficiencia de los Platos y el Número Real de Platos Requeridos

Las eficiencias de contacto, de las columnas de destilación que tienen platos, están dadas ya sea por eficiencias Murphee o por eficiencias totales. Estas eficiencias indican el grado de acercamiento al contacto perfecto de las fases vapor y líquido en cada plato.

Eficiencia Total (E<sub>o</sub>).. Es definida como la relación del N° de platos teóricos requeridos para una separación dada, al N° real de platos o etapas físicas requeridas para la separación.

$$E_o = \frac{\text{N° de platos ideales}}{\text{N° de platos reales}}$$

Eficiencia Murphee de Vapor (E<sub>MV</sub>).- Para un plato, es la relación del cambio real que ocurre en la composición promedio del vapor del plato, al cambio -- que podría ocurrir si la mezcla de vapor que fluye alcanzará el equilibrio con el líquido existente.

$$E_{MV} = \frac{(Y_n) \text{ Promed.} - (Y_{n-1}) \text{ Promed.}}{Y^*_{n-1} - (Y_{n-1}) \text{ Promed.}}$$

Si los platos son 100% eficientes, estas dos eficiencias deben ser iguales.

GRAFICO XIII

EFICIENCIA MURPHEE DE BANDEJAS CON CASQUETES DE BURBUJEO

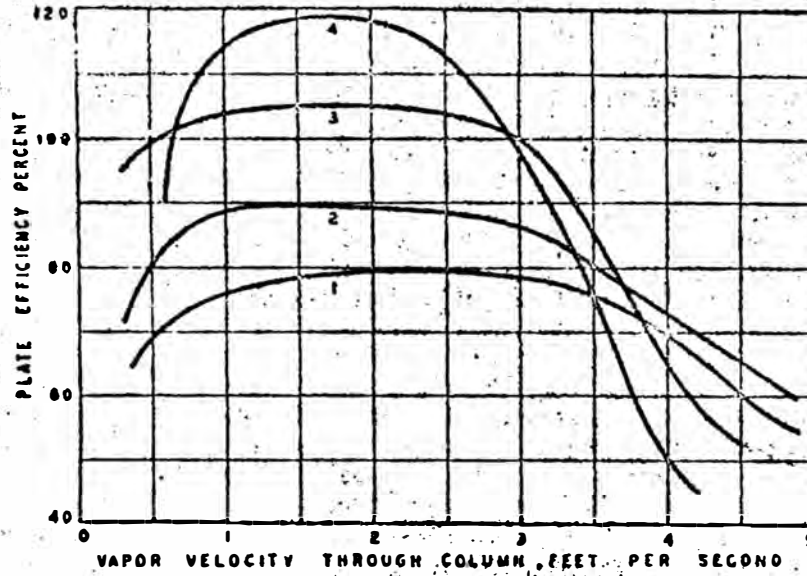


FIG. 6-46. Effect of vapor velocity and depth of liquid seal on plate efficiencies: 1, zero static seal; 2, 1/2-in. static seal; 3, 1-in. static seal; 4, 2-in. static seal.

GRAFICO XIV

EFICIENCIA TOTAL DE PLATOS CON CASQUETES DE BURBUJEO

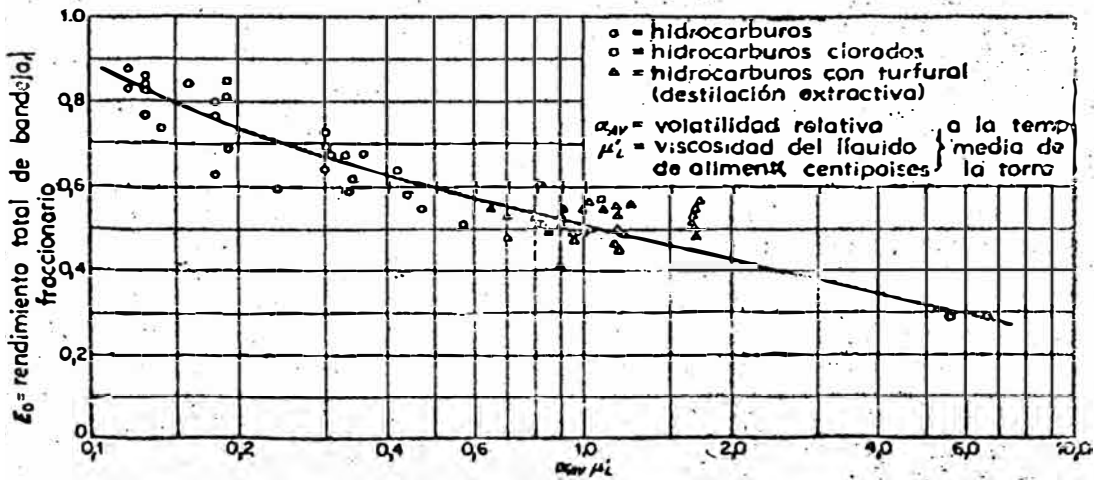


FIG. 6.16 Rendimientos totales de bandeja en torres de destilación con bandejas con casquete de burbujeo para separar hidrocarburos y mezclas anfóteras. (Según O'Connell 89).

### Determinación de la Eficiencia Total

Para determinar la eficiencia de los platos en la columna de Destilación Azeotrópica se han utilizado las correlaciones de O'Connell para columnas de platos con casquetas de burbujeo, que aparecen en el gráfico E. versus  $(\alpha_{1,2} \mu'_L)$ ; gráfico XIV donde  $\alpha_{1,2}$  es la volatilidad relativa de los componentes de la carga y  $\mu'_L$  es la viscosidad de la carga a la temperatura promedio de la columna. Estas correlaciones han sido hechas en base a datos experimentales correspondientes a 154 columnas de destilación de diferentes sistemas, en su mayoría hidrocarburos.

- Temperatura media de la columna = 69.8°C
- Viscosidad de la carga a 69.8°C = 0.54 centipoises
- Volatilidad relativa de los componentes de la carga.

$$\begin{aligned} &= \alpha_{AW} = \frac{P_v \text{ alcohol}}{P_v \text{ agua}} = \\ &= \frac{479.2 \text{ mm Hg}}{233.72 \text{ mm Hg}} = 2.5 \end{aligned}$$

$$(\alpha_{AW}) \times (\mu'_L) = 0.54 \times 2.5 = 1.35$$

Con este último dato se entra al gráfico E. versus  $(\alpha_{AW})(\mu'_L)$  y se encuentra  $E_o = 0.44$

Eficiencia Total = 44%

$$\begin{aligned} \text{Luego N}^\circ \text{de platos reales} &= \frac{\text{N}^\circ \text{de platos teóricos}}{E_o} \\ &= \frac{20}{0.44} \end{aligned}$$

Nºde platos reales = 45

### 5.3.1.6. Determinación del Diámetro de la Columna de Destilación

Para calcular el diámetro se considera la cantidad máxima de vapor que fluye entre el tope y el fondo de la columna.

El flujo de vapor en el tope = 16,462.123 Mol-1b.

#### A) Cálculo de la Densidad del vapor

Aplicamos la ley de los gases ideales

$$\rho_v = \frac{P \bar{M}}{R T} \quad (5.9)$$

donde:

$\bar{M}$  = peso molecular promedio



$$R = 10.73 \frac{\text{Psia} \times \text{pie}^3}{\text{Mol.lbx}^\circ\text{R}}$$

$$P = 14.7 \text{ psia.}$$

$$T = 64.6^\circ\text{C} = 608.28^\circ\text{R.}$$

Cálculo del Peso Molecular Promedio

$$\bar{M} = X_A M_A + X_B M_B + X_W M_W$$

$$\bar{M} = X_A (46) + X_B (78) + X_W (18)$$

$$\bar{M} = 57.02$$

$$\rho'_v = \frac{14.7 \times 57.02}{10.73 \times 608.28} = 0.1284 \frac{\text{lbs}}{\text{pie}^3}$$

B) Cálculo de la Densidad del Líquido

Las composiciones del líquido del tope de la columna son:

	% molar	% en peso
Alcohol	0.247	0.195
Agua	0.196	0.060
Benceno	0.557	0.745

Las densidades de los componentes puros a la temp. de 64.6°C.:

$$\rho_{\text{ alcohol}} = 0.7505 \text{ gr/ml}$$

$$\rho_{\text{ agua}} = 0.9811 \text{ gr/ml}$$

$$\rho_{\text{ benceno}} = 0.88 \text{ gr/ml}$$

$$\rho_{\text{ Promedio}} = X_A \rho_A + X_b \rho_b + X_w \rho_w \quad (5.10)$$

donde :  $X_A, X_b, X_w$  son porcentajes en peso

$$\rho_{\text{ Promedio}} = (0.195)0.7505 + (0.06)(0.9811) + 0.745(0.88)$$

$$\rho_{\text{ Promedio}} = 0.8608 \frac{\text{gr}}{\text{ml}} = 53.696 \frac{\text{lbs}}{\text{pie}^3}$$

$$\rho_L = 53.696 \frac{\text{lbs}}{\text{pie}^3}$$

### C) Cálculo de la Máxima Velocidad del Vapor

Esta dada por la relación

$$V_F = C_F \left( \frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{1/2} \quad (5.11)$$

donde :

$V_F = \text{pie}^3 \text{ de Gas/seg.}$  dividido por la sección transversal neta para flujo de gas  $A_n$  en  $\text{pie}^2$ .

$C_F =$  Constante en  $\text{pie/seg.}$

$\rho_L, \rho_v =$  Densidad del líquido y vapor respectivamente.

La constante  $C_F$  es función del sello líquido y del espaciamientos entre platos.

Sello Líquido

Según la siguiente tabla dada por R.E. Treybal se tiene:

TABLA N° 23

Presión	Sello, Pulg.
vacío	0.5    1.5
Atms.	1.0 - 2.0
50 - 100	1.5 - 3.0
200    500	2.0    4.0

Escogemos un sello líquido de 1" para nuestra columna.

Espaciamientos entre platos

El espaciamiento entre platos no debe ser menor de 12" porque la espuma producida por el vapor sobre el plato puede producir altas caídas de presión y extenderse de un plato al siguiente y también llenar la parte superior de las bajantes, reduciendo el paso del líquido. Al mismo tiempo el espaciamiento entre platos debe ser suficiente como para permitir su limpieza y mantenimiento.

Robert E. Trybal nos dá las siguientes relaciones para espaciamiento entre platos:

TABLA N°24

Diámetro	Espaciamiento
	6" esp. mínimo
4' ó menos	18 - 28"
4' - 10'	24"
10' - 12'	30"
12' - 24'	36"

De la que escogemos para espac. entre platos 36"  
 Con los valores de 1" para el sello líquido y de  
 36" para el espaciamento entre platos se calcula  
 del gráfico XV (Ref.2), que;

$$C_F = 0.28 \text{ P/S}$$

$$\text{ó } V_F \left( \frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v} \right)^{1/2} = 0.28$$

Ahora estamos en condiciones de calcular  $V_F$ , por lo  
 cual procedemos así.

Sustituyendo los valores en la ecuación (5.11)

$$V_F = 0.28 \left( \frac{53.696 - 0.1284}{0.1284} \right)^{1/2}$$

$$V_F = 5.719 \text{ pie/s.}$$

El flujo de vapor es 16462.123  $\frac{\text{Mol.lb}}{\text{hr.}}$  que equivale  
 a 4.5728  $\frac{\text{mol.lb}}{\text{seg.}}$

$$a \ 4.5728 \frac{\text{mol lb}}{\text{seg.}}$$

$$\text{Luego } Q = \frac{4.5728 \times 10.73 \times 608.28}{14.7}$$

$$Q = 2030.337 \text{ pie}^3/\text{seg.}$$

La sección transversal:

$$A_T = \frac{2030.337}{5.719 \text{ pie}} = 355.016 \text{ pies}^2$$

$$\text{Diámetro de la Columna} = \frac{(4 \cdot A)^{1/2}}{\pi} = 21.26 \text{ pies.}$$

GRAFICO XV  
VELOCIDADES DE INUNDACION

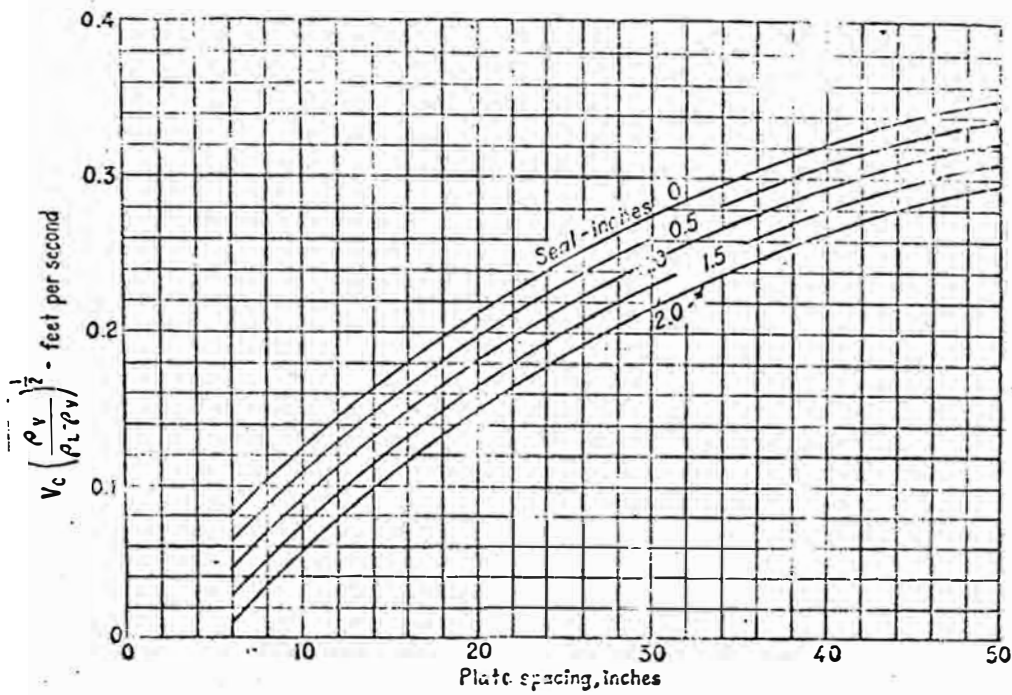
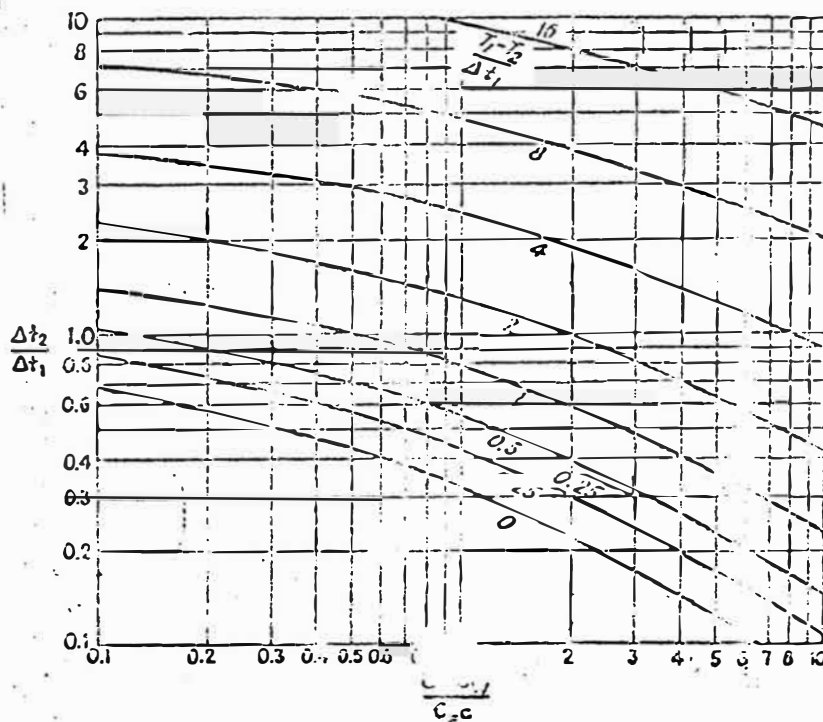


FIG. 16-12. Allowable superficial velocity.

GRAFICO XVI  
TEMPERATURA OPTIMA DE SALIDA DEL AGUA DEL  
CONDENSADOR



24. Optimum outlet water temperature. (Perry, Chemical Engineers' Handbook, McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1950.)



donde:

$$\lambda_T = \text{calor latente del tope} = 15234 \text{ BTU/Mol-lb}$$

$$Q_C = 16462.123 \frac{\text{Mol lb}}{\text{hr}} \times 15234 \frac{\text{BTU}}{\text{Mol-lb}}$$

$$Q_C = 250783981.8 \text{ BTU/hr.}$$

### Agua del Condensador

$$Q_C = 250783981.8 \text{ BTU/hr}$$

$$T_1 = T_2 = 148.1^\circ\text{C}$$

$$t_1 = 70^\circ\text{F} = 20^\circ\text{C}$$

$$U = 500 \text{ BTU/(hr)(pie}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

#### a) Temperatura de Salida del Agua

Se estimará del gráfico XVI, (Ref.3) para lo cual

se evaluará :  $\left(\frac{U\theta C_w}{C_F \cdot C}\right)$

donde:  $\theta = (\text{Horas anuales de operación}) = 8000 \text{ hrs.}$

$$C_w = \text{Costo del Agua/lb} = 0.01/1000 \text{ Gal.} =$$

$$= \frac{0.01}{8300} \text{ \$/lb}$$

$$C_F = \text{Cargas fijas anuales/ft}^2 = \$4 \times 3 = 1.2$$

$$\frac{U\theta C_w}{C_F \cdot C} = \frac{500 \times 8000 \times 0.01}{1.2 \times 1 \times 8300} = 4$$



$$\frac{T_1 - T_2}{\Delta T_1} = 0$$

∴ Del gráfico :  $\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} = 0.15$

$$\frac{148.1 - X}{148.1 - 70} = 0.15$$

$$148.1 - X = 11.715$$

$$X = 136.385^\circ\text{F}$$

b) Asumiendo U constante:

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{L_m \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

$$\Delta t_2 = 11.715$$

$$\Delta t_1 = 78.1$$

$$\text{LMTD} = 34.992$$

c) Area del Condensador

$$A = \frac{Q}{U \text{ LMTD}}$$

$$A = \frac{250'783,981.8}{500 \times 34.992} = 14,333.789 \text{ ft}^2$$

d) Flujo Agua :

$$m = \frac{Q}{C_p \times \Delta T.}$$

$$m = \frac{250783981.8}{1 \frac{\text{BTU}}{\text{lb.}^\circ\text{F}} \times 66.385} = 3777,720.597 \frac{\text{lbm}}{\text{hr.}}$$

$$m_{\text{Agua}} = 3'777,720.597 \frac{\text{lbm}}{\text{hr}} = 209,873.366 \frac{\text{mol/lb}}{\text{hr}}$$

### 5.3.1.8. Diseño del Hervidor de la Columna de Destilación

#### Balance de Calor Total

$$\text{Calor}_{\text{ENT}} = \text{Calor}_{\text{SAL}}$$

$$Q_r + F \times h_F = Q_c + W_p h_p + W_D h_D \quad (5.12)$$

$$\text{Temperatura Base : } T_B = 64.6^\circ\text{C} = 148.28^\circ\text{F}$$

#### Cálculo de las Entalpías de la Alimentación .-

Calores Especificos: (Ref.6)

$$\text{Etanol} = 0.77 \frac{\text{BTU}}{\text{lb.}^\circ\text{F}} = 35.42 \frac{\text{BTU}}{\text{Mol lb.}^\circ\text{F}}$$

$$\text{Agua} = 1 \frac{\text{BTU}}{\text{lb.}^\circ\text{F}} = 18 \frac{\text{BTU}}{\text{Mol lb.}^\circ\text{F}}$$

$$\begin{aligned} \text{Alimentación (F)} &= 35.42 \times 0.89 + 18 \times 0.11 = \\ &= 33.5 \frac{\text{BTU}}{\text{Mol lb.}^\circ\text{F}} \end{aligned}$$

$$h_f = 33.50 \frac{\text{BTU}}{\text{Mol lb.}^\circ\text{F}} \times (173.3 - 148.28)^\circ\text{F} =$$
$$838.17 \frac{\text{BTU}}{\text{Mol-lb}}$$

$$h_f = 838.17 \frac{\text{BTU}}{\text{Mol-lb}}$$

La entalpía de los fondos se puede conside  
rar como alcohol puro

De (5.12) se tiene

$$Q_R + 3459.157 \times 838.17 = 250783981.8 + 2965.752 \times$$
$$35.42 (173.3 - 148.2)$$

$$Q_R = 250521298.3 \text{ BTU/hr}$$

Usando vapor a 300-psia, corresponde una tempera-  
tura de 417°F

$$\Delta T = 417 - 212 = 205 \text{ }^\circ\text{F}$$

Escogemos

$$U = 600 \text{ BTU/(hr)(pie}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

Luego se obtiene el área:

$$A = \frac{Q}{U\Delta T} = \frac{250521298.3}{600 \times 205} = 2036.759 \text{ pie}^2$$

$$A = 2036.7 \text{ pie}^2$$

A 300 psia. le corresponde una entalpía de vapo-  
rización  $H_{Fg} = 813.7 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$

Luego las lbs. de vapor serán:

$$\text{lbs. de vapor} = \frac{250'521,298.3}{813.7} = 3'078,791.9 \frac{\text{lbm}}{\text{hr}}$$

$$\text{lbs. de vapor} = 3'078,791.917 \frac{\text{lbm}}{\text{hr.}}$$

### 5.3.2. Diseño de la Unidad de Recuperación de Benceno

#### 5.3.2.1 Cálculo del Número de Platos

Los cálculos plato a plato son exactos pero muy tediosos. Métodos más convenientes han sido desarrollados para calcular el número de platos - con una aproximación la cual es suficiente para propósitos preliminares de Diseño.

El mínimo número de platos teóricos a reflujo - total puede ser calculada por la ecuación de Fenske para un par de componentes

$$n + 1 = \frac{\log \left( \frac{X_A}{X_B} \right)_T \left( \frac{X_B}{X_A} \right)_B}{\log \alpha_{AB}} \quad (5.13)$$

DONDE:

$\left( \frac{X_A}{X_B} \right)_T$  = Razón de las concentraciones del clave pesado en el tope

$\left( \frac{X_B}{X_A} \right)_B$  = Razón del clave pesado al clave ligero en el fondo

$\alpha_{AB}$  = Media geométrica de los valores de  $\alpha$  correspondiente al tope y al fondo a las temperaturas correspondientes.

Las composiciones del tope son:

$$X_A = 0.245$$

$$X_W = 0.219$$

$$X_B = 0.536$$

Las composiciones del fondo son:

$$X_A = 0.23774$$

$$X_W = 0.75615$$

$$X_B = 0.00611$$

Se ha considerado como clave ligero al alcohol ( $X_A$ ), y clave pesado al agua ( $X_W$ )

Sustituyendo en la Ecuación (5.13)

$$n + 1 = \frac{\log \left( \frac{X_A}{X_W} \right)_T \left( \frac{X_W}{X_A} \right)_B}{\text{Log } \alpha_{AW} \text{ Promedio}}$$

Del gráfico XVII, (Ref.4), se tiene:

$$\alpha_{AW}(\text{En el tope}) = 0.49$$

$$\alpha_{AW}(\text{En el fondo}) = 3.8$$

$$\alpha_{AW}(\text{Promedio}) = \alpha_{AW_T} \cdot \alpha_{AW_B}$$

$$= 3.8 \times 0.49 = 1.36455$$

$$\therefore n + 1 = \frac{\log \left( \frac{0.245}{0.219} \right) \left( \frac{0.75615}{0.23774} \right)}{1.36455} = 4.08347$$

Luego el N° de platos teóricos es 4.

GRAFICO XVII

CARTA DE VOLATILIDAD RELATIVA PARA EL SISTEMA ETANOL- BENCENO- AGUA

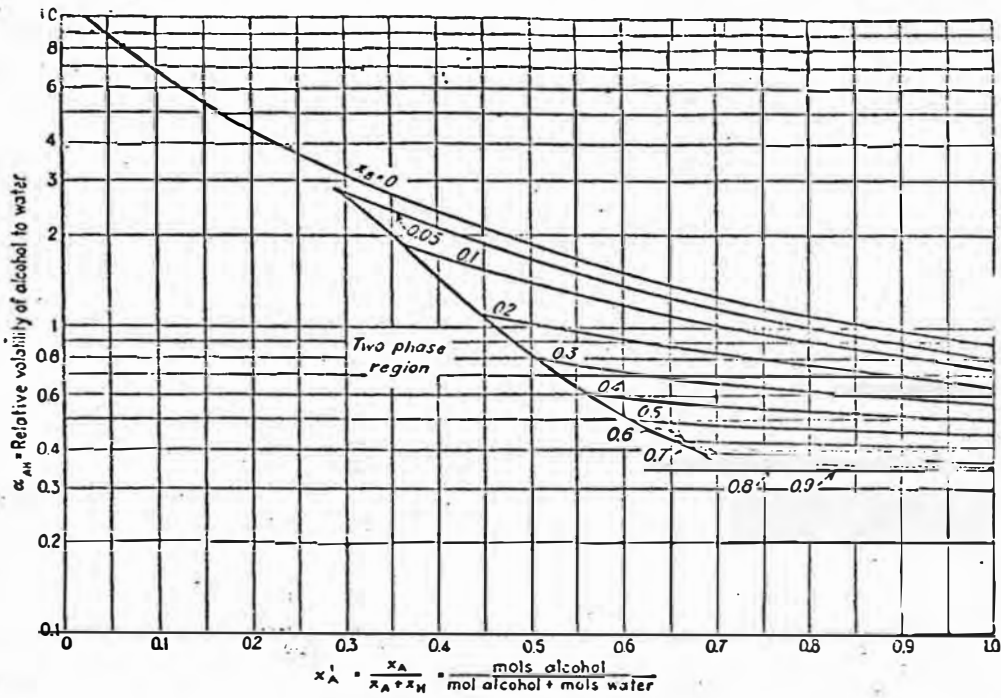


FIG. 10-14. Equilibrium data for system, ethanol-benzene-water.

GRAFICO XVIII

EFICIENCIA TOTAL DE PLATOS PARA UNA COLUMNA DE FRACCIONAMIENTO DE ALCOHOL ETILICO

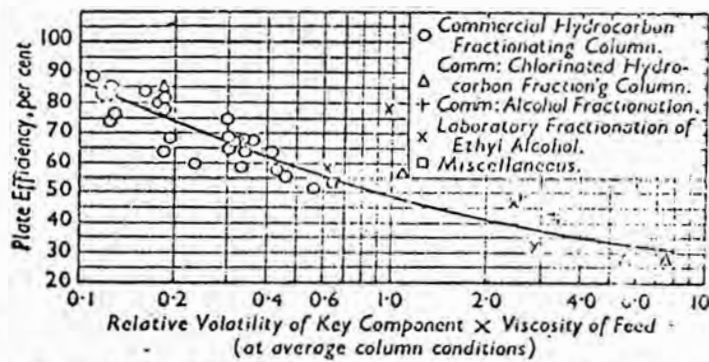


FIG. 12.22. Effect of relative volatility and viscosity on plate efficiency of fractionating columns.

### Eficiencia del Desorbedor

- Temperatura promedio de la columna 73.65°C
- Viscosidad de la Carga = 0.38959 cp
- Volatilidad relativa de los componentes de carga

$$\alpha_{AW} = \frac{P_v \text{ alcohol}}{P_v \text{ agua}} = \frac{410 \text{ mm Hg}}{180 \text{ mm Hg}} = 2.27$$

- $(\mu \times \alpha_{AW}) = 0.88736$

- Con este valor del gráfico XVIII, (Ref.5) se obtiene:

$$E_o = 0.50$$

- Número de platos reales =  $\frac{4}{0.5} = 8$  platos
- Altura de la columna =  $8 \times 1.5' = 12$  pies de altura.

### 5.3.2.2. Cálculo del Diámetro de la Columna para el Tope de la Columna

#### A) Cálculo de la Densidad de Vapor

$$\rho_v = \frac{\overline{PM}}{RT}$$

$$\overline{PM} = 46 \times 0.245 + 18 \times 0.219 + 78 \times 0.536$$

$$\overline{PM} = 11.27 + 3.942 + 41.808$$

$$\overline{PM} = 57.02$$



$$\rho_v = \frac{14.7 \times 57.02}{10.73 \times 608.28} = 0.1284$$

$$\rho_v = 0.1284 \frac{\text{lbs}}{\text{pie}^3}$$

B) Cálculo de la densidad de líquido

$$\rho_L = 53.696 \frac{\text{lbs}}{\text{pie}^3}$$

C) Cálculo de la máxima velocidad del Vapor

Esta dada por la relación

$$V_F = C_F \left( \frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{1/2}$$

Escogemos un sello líquido de 1.5"

Espaciamiento entre platos de 18"

Con estos valores se obtiene una constante

$$C_F = 0.15$$

Con lo cual se calcula la velocidad superficial en el tope

$$V_F = 0.15 \left( \frac{53.696 - 0.1284}{0.1284} \right)^{1/2}$$

$$V_F = 3.06379 \text{ pies/s}$$

El flujo de vapor es : 20.915  $\frac{\text{Mol-lb}}{\text{hr}}$  que equi

vale a 0.005809 Mol-lb/s

$$Q = \frac{0.005809 \times 10.73 \times 608.28}{14.7}$$

$$Q = 2.57921 \text{ pie}^3/\text{s}$$

El área total del plato es:

$$A_T = \frac{2.57921}{3.0637} = 0.84183 \text{ pie}^2$$

$$\text{Diámetro} = \left( \frac{4 \times 0.8418}{\pi} \right)^{1/2} = 1.035 \text{ pies}$$

D) Cálculo de la Velocidad superficial para el Fondo de la Columna

En el fondo de la Columna existen las siguientes composiciones.

TABLA N°25

	$X_W$	$\alpha_{0.239}$	$X_W$	$Y_W$
ETANOL	0.23774	3.8	0.903412	0.448578
AGUA	0.75615	1	0.75615	0.375457
BENCENO	0.00611	58	0.35438	0.175965

La temperatura correspondiente a 23.77 = 24.0% de etanol es 82.5°C.

Cálculo de la Densidad de Vapor ( $\rho_v$ )

$$\rho_v = \frac{P \times \bar{P}M}{R \times T}$$

Donde:

$$\begin{aligned} \bar{P}M &= 46 \times 0.448578 + 18 \times 0.375457 + 78 \times 0.175965 = \\ &= 41.118084 \end{aligned}$$

$$\rho_v = \frac{14.7 \times 41.118084}{10.73 \times 640.5} = 0.0879490895$$

$$\rho_v = 0.08794$$

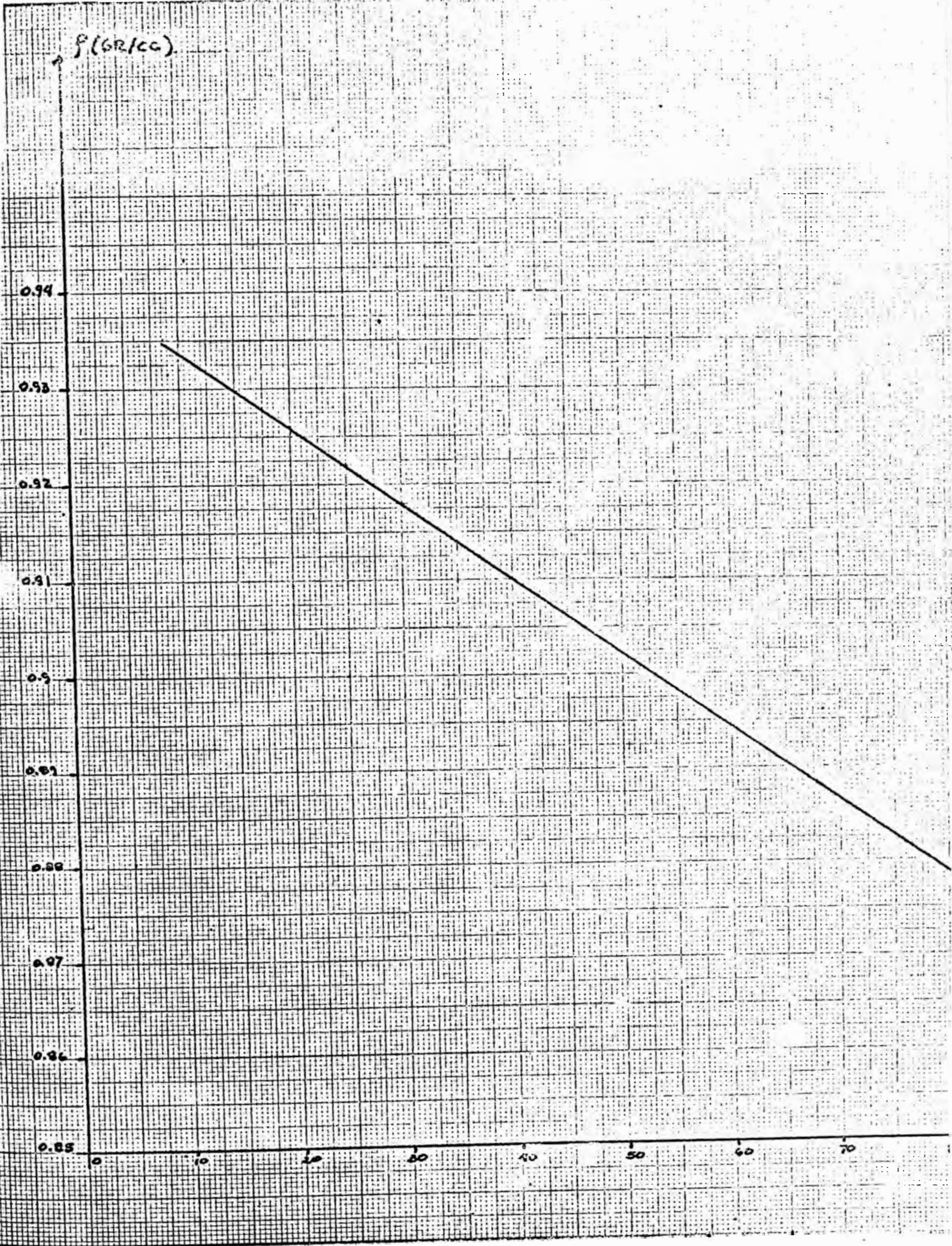
Cálculo de la Densidad del Líquido ( $\rho_L$ )

A 24% molar le corresponde un porcentaje en peso de 44.66%, para este porcentaje se obtiene de la Ref.6, los siguientes Datos:

TABLA N°26

<u>t °C</u>	<u>(gr/ml)</u>
10	0.93296
15	0.92990
20	0.926125
25	0.922275
30	0.918358
35	0.914375
40	0.9103184

DENSIDAD PARA EL ETANOL DE 24% (EN MOLES )



Estos datos se grafican en el gráfico XIX de donde se obtiene la densidad a 82.5°C

$$\rho_L = 0.8765 \text{ gr/ml}$$

Sustituyendo en (5.11)

$$V_F = 0.15 \left( \frac{0.8765 - 0.08794}{0.08794} \right)$$

$$V_F = 0.4491 \text{ pies/seg.}$$

El caudal a la temperatura de 82.5 es:

$$Q = \frac{0.005809 \times 10.73 \times 640.5}{14.7}$$

$$Q = 2.7158 \text{ pie}^3/\text{seg.}$$

$$\text{Area total} = \frac{2.7158}{0.4491} = 6.0472 \text{ pie}^2$$

$$\text{Diámetro de la Columna} = \left( \frac{4 \times 6.0472}{\pi} \right)^{1/2} = 2.7748 \text{ pies}$$

$$\text{Diámetro de la Columna} = 2.7748 \text{ pies}$$

Se observa que para los fondos se obtiene un diámetro de plato, mayor que para el tope, por lo cual se elige como diámetro de la columna, el diámetro del fondo

$$\text{Diámetro de la columna} = 2.7748 \text{ pies}$$

### 5.3.2.3. Diseño del Hervidor

Los fondos o productos están a 82.5°C que es la temperatura que le corresponde a las siguientes composiciones:

$$X_A = 0.24$$

$$X_W = 0.76$$

Esta temperatura se obtuvo del gráfico IV.

#### Balance de Calor Total

Temp. Base : 64.6°C = 148.28°F

$$\therefore Q_R = W_{bs} h_{bs}$$

$$Q_R = 493.404 \times h_{bs}$$

#### Calores Específicos : (Ref.6)

$$\text{Etanol} = 0.805 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot ^\circ\text{F}} = 37.03 \text{ BTU/Mol-lb} \times ^\circ\text{F}$$

$$\text{Agua} = 1 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot ^\circ\text{F}} = 18 \text{ BTU/Mol-lb} \times ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} C_p (\text{Promedio}) &= 0.24 \times 37.03 + 18 \times 0.76 = \\ &= 22.5672 \frac{\text{BTU}}{\text{Mol-lb} \cdot ^\circ\text{F}} \end{aligned}$$

$$h_{bs} = 22.5672 (180.5 - 148.28) = 727.115 \frac{\text{BTU}}{\text{Mol-lb}}$$

$$\therefore Q_R = 493.404 \times 727.115 = 358761.4495 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

Usando vapor a 300 psia., se tiene una temperatura de 417°F

$$\Delta T = 417 - 212 = 205 \text{ °F}$$

Escogemos  $U = 600 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{pie}^2)(\text{°F})$

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T} = \frac{358761.4495}{600 \times 205} = 2.91675 \text{ pie}^2$$

$$\text{Area} = 3 \text{ pie}^2$$

A 300 psia. se tiene  $h_{fg} = 813.7 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$

Luego las lbs de vapor serán:

$$\text{lbs de vapor} = \frac{378732.39}{813.7} = 440.901 \frac{\text{lbm}}{\text{hr}}$$

$$\text{lbs de vapor} = 440.901 \text{ lbm/hr.}$$

### 5.3.3. Diseño de la Unidad de Recuperación de Alcohol

#### 5.3.3.1. Cálculo del Número de Platos y Determinación del Punto de Entrada de la Carga

Los fondos del Stripping alimentan a esta columna con 493.4 Moles/hr (24% de alcohol y 76% de agua)

- Se usa el método de McCabe Thiele que considera flujos molares constantes en cada sección de la columna.

Las concentraciones del alcohol y el agua en el tope se toman cercanas a las del punto azeotrópico en la curva de equilibrio vapor líquido. Alcohol 87% molar, agua 13%.

- La concentración en los fondos se toma con 99%  $H_2O$  y 1% alcohol. Este producto de fondo se desprende y ya no retorna al sistema.

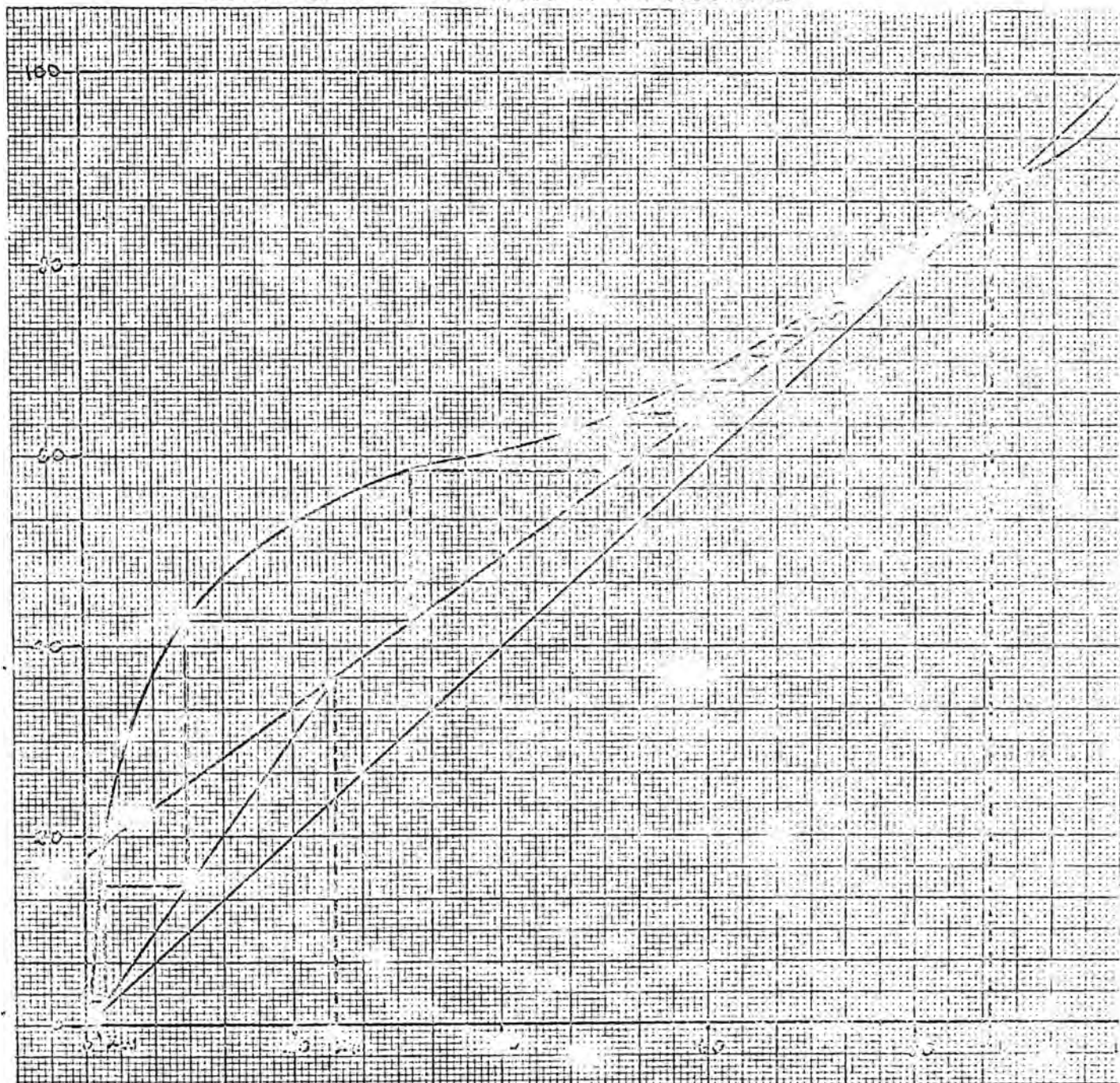
Por gráfico  $R_m = 2.57$

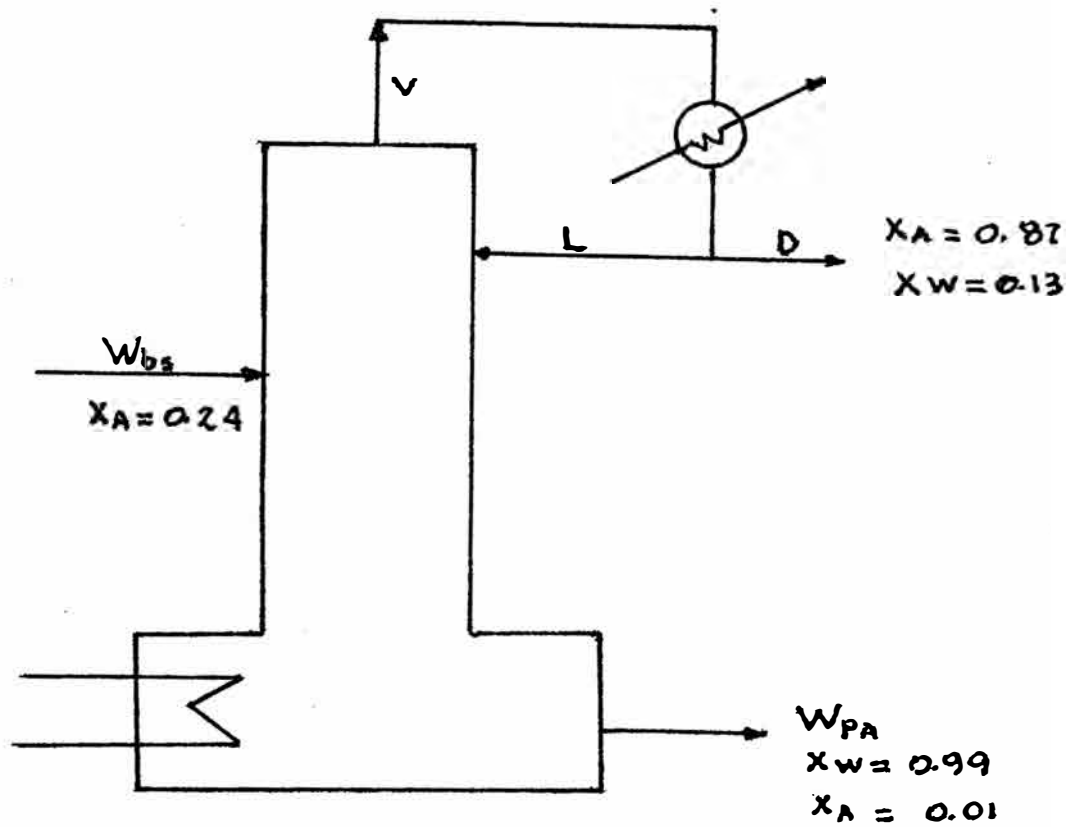
$R = 1.5$   $R_m = 3.855$



GRAFICO XVI

DETERMINACION DEL NUMERO DE PLATOS PARA LA  
COLUMNA DE DESTILACION DE ALCOHOL





Balance de Materia

$$W_{bs} = D + W_{PA} \quad (5.14)$$

$$493.4 = D + W_{PA}$$

$$X_F \times W_{bs} = D \times X_D + W_{PA} \times X_W \quad (5.15)$$

$$0.24 \times 493.4 = 0.87 \times D + 0.01 W_{PA}$$

De (5.14) y (5.15)

$$D = 131.955 \text{ Mol-lb/hr}$$

$$W_{PA} = 361.445 \text{ Mol lb/hr}$$

De la relación de Reflujo:

$$L = R \times D \quad (5.16)$$

$$L = 3.855 \times 131.955 = 508.686 \text{ Mol-lb/hr}$$

$$V = L + D \quad (5.17)$$

$$V = 508.686 + 131.955 = 640.641 \text{ Mol lb/hr}$$

Con las concentraciones dadas se obtienen del gráfico XXI, el número de platos teóricos.

$$N^{\circ} \text{ de platos teóricos} = 19.1$$

#### Cálculo del Número de Platos Reales

- La temperatura promedio de la columna es  $91.2^{\circ}\text{C}$  considerando el tope y el fondo.
- La viscosidad de las mezclas líquidas han sido calculadas según la siguiente relación

$$\mu^{1/3} = X_1 \mu_1^{1/3} + X_2 \mu_2^{1/3} \quad (5.18)$$

Luego a  $91.2^{\circ}\text{C}$  se tiene:

$$\mu_{\text{Alcohol}} = 0.365 \quad ; \quad X_A = 0.24$$

$$\mu_{\text{Agua}} = 0.295 \quad ; \quad X_W = 0.76$$

En (5.18)

$$\mu_{\text{Mezcla}}^{1/3} = 0.24(0.365)^{1/3} + (0.76) 0.295^{1/3}$$

$$\mu_{\text{Mezcla}} = 0.31087 \text{ cP.}$$

- La volatilidad relativa del componente clave  $= \alpha_{AW} = \frac{P_v \text{ alcohol}}{P_v \text{ agua}}$

$$\alpha_{AW} = \frac{1250 \text{ mmHg}}{550 \text{ mmHg}}$$

Del gráfico XVIII, (Ref.5), representa las eficiencias globales versus  $(\alpha_{AW} \times \mu_M)$  para varios productos incluyendo el etanol; se obtendrá la eficiencia interpolando para;

$$(\alpha_{AW} \times \mu_M) = 0.706308$$

obteniéndose Eficiencias = 54%

$$\text{- Eficiencia} = \frac{\text{Platos ideales}}{\text{Platos reales}} = 0.54$$

$$\text{Platos Reales} = 36$$

### 5.3.3.2 Cálculo del Diámetro de la Columna

Número de platos teóricos calculados = 19.1

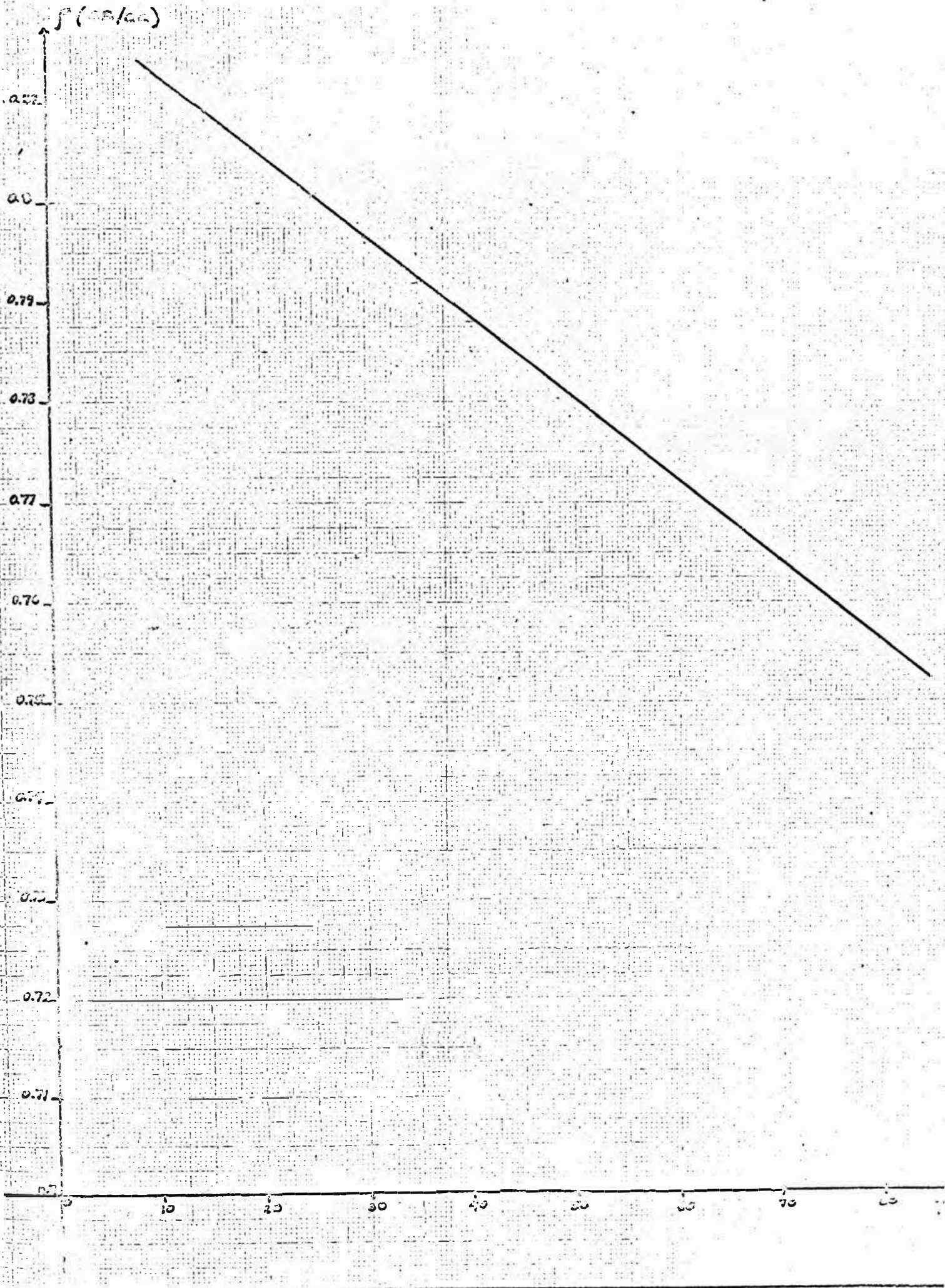
Número de platos reales = 36

Sello líquido = 1.5"

Espaciamiento entre platos = 24"

Los valores del sello líquido y el espaciamiento entre platos se han tomado de las recomendaciones de R.E. Trybal.

DENSIDAD PARA EL ETANOL 94.5% (EN MOLES)



a) Velocidad Superficial del Tope de la Columna

$$V_F = C_F \left( \frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{1/2}$$

$$C_F = 0.192 \text{ P/s} \quad (\text{Gráfico XV})$$

$$T = 78^\circ\text{C} = 632^\circ\text{R}$$

$$\bar{M} = 0.87 \times 46 + 0.13 \times 18 = 42.36$$

$$R = 10.73 \text{ psia.pie}^3/\text{Mol lb.}^\circ\text{R}$$

$$\rho_v = \frac{PM}{RT} = 0.091 \text{ lbs/pie}^3$$

$$\rho_L = 0.7565 \text{ gr/cc} = 47.1896 \frac{\text{lbs}^*}{\text{pie}^3}$$

Sustituyendo en (5.11)

$$V_F = 4.368 \text{ pie/s.}$$

El flujo de vapor es:

$$Q = 640.641 \frac{\text{Mol}}{\text{hr}} \times \frac{10.73}{14.7} \times \frac{1}{3600\text{seg.}} \times 632.4^\circ\text{R}$$

$$Q = 82.146 \text{ pie}^3/\text{seg}$$

$$\text{Area total} = \frac{82.146}{4.368} = 18.806 \text{ pie}^2$$

$$\text{Diámetro de columna} = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}}$$

$$\text{Diámetro de Columna} = 4.893 \text{ pies}$$

\* (Gráfico XXII, Ref.7)

b) Cálculo del Diámetro en el Fondo de la Columna

Se considera agua solamente y se desprecia la cantidad de alcohol.

$$\rho_v = \frac{14.7 \times 18}{10.73 \times 672} = 0.03669 \text{ lbs/pie}^3$$

$$\rho_L = 59.782 \text{ lbs/pie}^3 = 0.95838 \quad (\text{Ref. 6})$$

$$C_F = 0.192$$

$$V_F = C_F \left( \frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{1/2}$$

$$V_F = 7.7478 \text{ P/S.}$$

El flujo de vapor es:

$$Q = \frac{640.641}{14.7} \times \frac{10.73}{3600} \times 672^\circ\text{R} = 87.289 \text{ ft}^3/\text{s.}$$

$$\text{Area total} = \frac{87.289}{7.7478} = 11.266 \text{ pie}^2$$

$$\text{Diámetro de la Columna} = 3.787 \text{ pie}$$

Luego nos quedamos con el diámetro del tope que resulta mayor.

5.3.3.3. Diseño del Condensador

Balance en el Condensador.-

Sea  $Q_c$  (calor cedido en el condensador)

$\lambda_v$  (calor latente del tope a la temperatura de 78°C, que es la temperatura que corresponde a 87% de etanol).

$$Q_c = V \times \lambda_v$$

TABLA N° 27

	T°C	BTU/lb	PM	Calor Latente, BTU/lb-Mol	%Mol	Calor Latente Molar Parcial.
Etanol	78.5	370	46	17020	0.87	14807.4
Agua	78.5	975	18	17550	0.13	2281.5
Calor Latente del Tope						17088.9

$$Q_c = 640.641 \frac{\text{Mol-lb}}{\text{hr}} \times 17088.9 \frac{\text{BTU}}{\text{Mol-lb}}$$

$$Q_c = 10'947849.98 \text{ BTU/hr}$$

Determinación del Agua de Refrigeración

$$Q_c = 10'947,849.98 \text{ BTU/hr}$$

$$t_1 = 70^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 136.385^\circ\text{C}$$



$$m = \frac{Q}{C_p \times \Delta t}$$

$$m_{\text{agua}} = \frac{10'947,849.98}{1 \times 66.385} = 164914.4988 \text{ lb/hr}$$

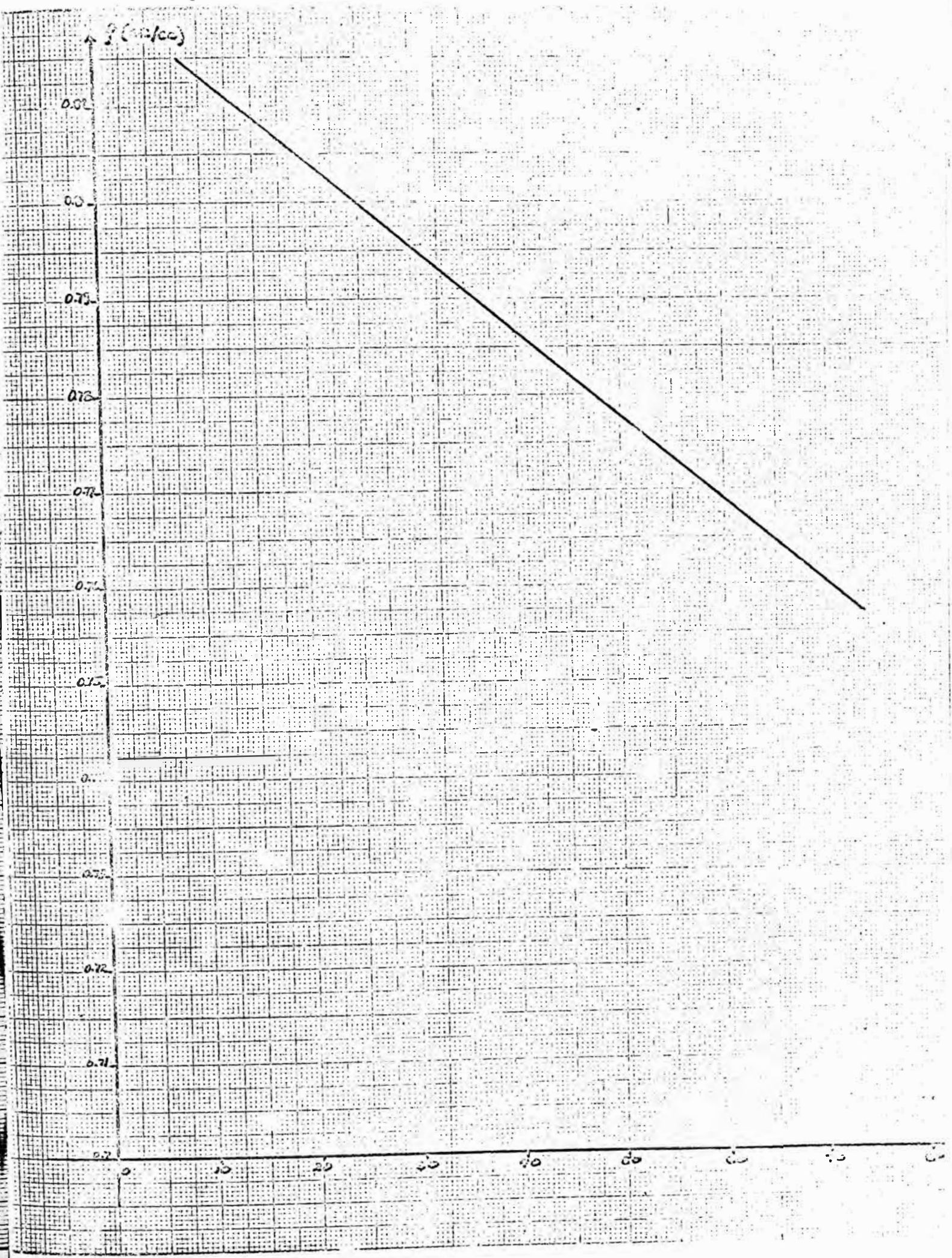
Area del Condensador

$$U = 500 \text{ BTU/(hr)(pie}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

$$\text{LMTD} = 35$$

$$A = \frac{10'947,849.98}{500 \times 35} = 625.591 \text{ ft}^2$$

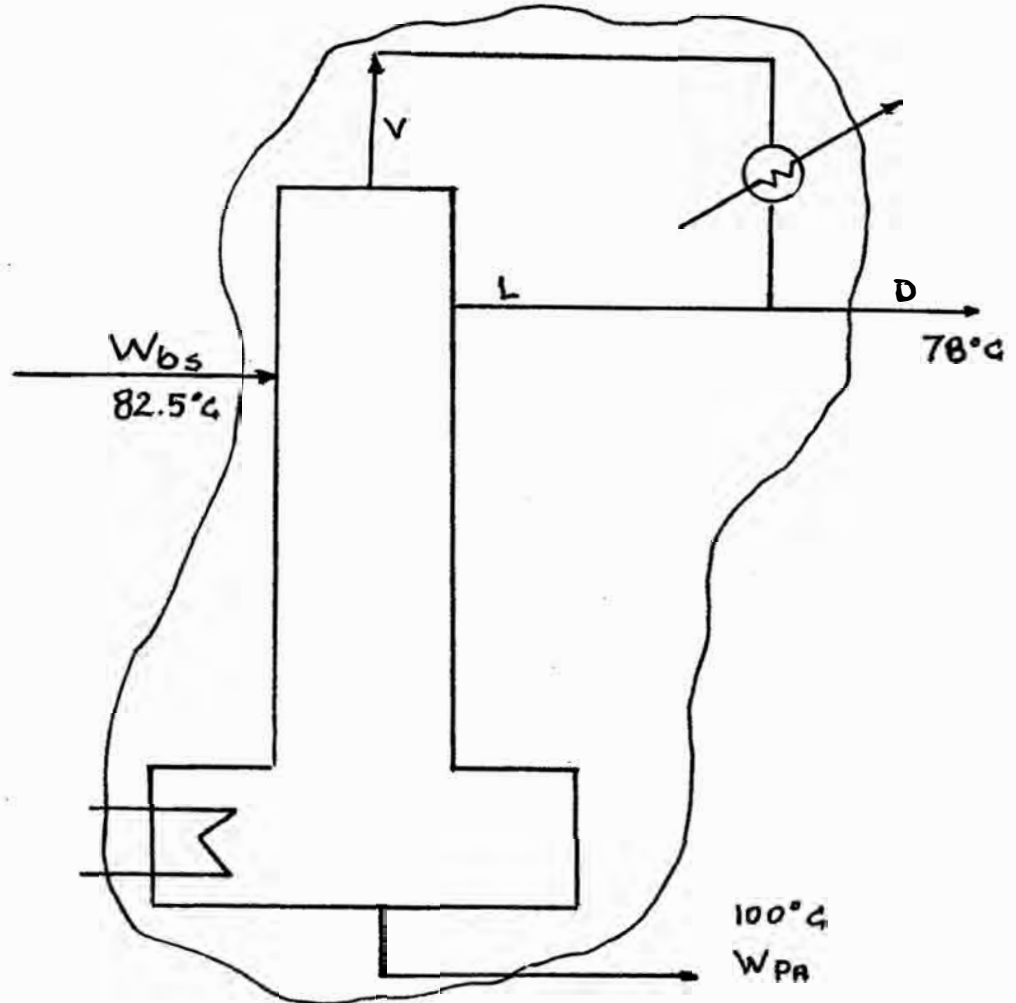
DENSIDAD PARA EL ETANOL .89% (EN MOLES)



5.3.3.4. Diseño del Hervidor

Balance de Calor total

$$Q_R + W_{bs} \times h_{Wbs} = Q_C + W_{PA} h_{PA} + W_D \times h_D$$



Temperatura Base : 78°C

$$W_{bs} = 493.4 \text{ Mol-lb/hr}$$

$$C_{P82.5^\circ\text{C}} = 22.5672 \frac{\text{BTU}}{\text{Mol-lb} \times ^\circ\text{F}}$$

$$h_{Wbs} = 22.5672 (100.5 - 172.4) = 182.794 \frac{\text{BTU}}{\text{Mol lb}}$$

$$W_{bs} \times h_{Wbs} = 90190.559 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$Q_C = 10'947,849.98 \text{ BTU/hr}$$

$$W_{PA} = 361.445 \text{ Mol-lb/hr}$$

$$h_{PA} = 18 \times (212 - 172.4) = 712.8 \frac{\text{BTU}}{\text{Mol-lb}}$$

$$W_{PA} \times h_{PA} = 361.445 \times 712.8 = 257637.996 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

Sustituyendo en (5.19)

$$Q_R = 11'115,297.42 \text{ BTU/hr}$$

Usaremos vapor a 300 lbs/pulg<sup>2</sup> abs.:

A esta presión corresponde una temperatura de 417°F

$$\Delta T = 417 - 212 = 205^\circ\text{F}$$

Escogemos:  $U=600 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{pie}^2)(^\circ\text{F})$

$$A = \frac{Q}{U\Delta T} = \frac{11'115,297.42}{600 \times 205} = 90.368 \text{ pie}^2$$

A 300 psia le corresponde una entalpía,

$$H_{Fg} = 813.7 \text{ BTU/lb}$$

Luego las lbs de vapor serán:

$$\text{lbs de vapor} = \frac{11'115,297.42}{813.7} = 13660'191 \frac{\text{lbm}}{\text{hr.}}$$

#### 5.3.4. Equipo Adicional.

##### 5.3.4.1. Bombas

Para la unidad de destilación azeotrópica

$$\text{Altura} = 45 \times \frac{36''}{12} = 135 \text{ pies}$$

$$\text{Trabajo de la Bomba} = 135 \text{ pie} \times g/gc = 135 \frac{\text{pie-lbf}}{\text{lbm}}$$

$$\text{Capacidad} = 3'777,720.597 \text{ lbs/hr} \times 1\text{hr}/60 \text{ min.} \times \frac{1}{8.34 \text{ lbs/Gal.}} = 7,549.4 \text{ Gal/min.}$$

$$\text{Potencia} = 135 \frac{\text{pie-lbf}}{\text{lbm}} \times 7,549.4 \frac{\text{Gal}}{\text{Min}} \times 8.34 \frac{\text{lbm}}{\text{Gal}} \times$$

$$\frac{1\text{hp}}{33,000} = 257.57 \text{ HP}$$

$$\begin{aligned} \text{Potencia Real} &= \frac{257.57}{0.60} = 429.28 \text{ HP} \times 0.746 \frac{\text{Kw-hr}}{\text{HP-hr}} \\ &= 320.247 \frac{\text{Kw-hr}}{\text{hr.}} \end{aligned}$$

$$\text{Potencia Diaria} = 7,685.94 \text{ Kw-hr}$$

Para la columna de recuperación de alcohol

$$\text{Altura} = 36 \times \frac{24}{12} = 72 \text{ pies.}$$

$$\text{Trabajo de Bomba} = 72 \text{ pie} \times g/gc = 72 \text{ pie-lbf/lbm}$$

$$\text{Capacidad} = 164,914.498 \text{ lbs/hr} \times 1/60 \times 8.34 \text{ lbs/Gal.}$$

$$\text{Capacidad} = 329.565 \text{ Gal/Min.}$$

$$\text{Potencia (HP)} = 72 \times 329.565 \times 8.34 \times 1/33,000 = 5.996$$

Tomando una eficiencia de bomba igual a 60%

$$\text{Potencia Real} = \frac{5.996}{0.60} \text{ HP} \times 0.746 \frac{\text{Kw-hr}}{\text{HP-hr}} = 7.456 \text{ Kw}$$

## **VI.- INVERSION**

## 6. INVERSION

Será evaluada en dolares y para el año 1976.

### 6.1. INVERSION FIJA

#### 6.1.1. Equipo y Maquinaria de Servicio

Para calcular estos costos se ha utilizado el método propuesto en "Capital Cost Estimating" escrito por Kenneth M. Guthrie, publicado en la revista -- Chemical Engineering (Ref. 11). En estos cálculos están incluidos tanto los costos tangibles como in tangibles (Instalación, Ingeniería y Administración, etc), directos e indirectos. Los costos bases en contrados para el año 1968 han sido escalados por medio de los índices de Marshall y Stevens para -- costos de equipos instalados, publicados para 1968 y el año 1976.

El método de Guthrie determina un factor global (o factor del módulo) para determinar el costo total del equipo instalado. Este factor modular está determinado para cada clase de equipo y se aplica al costo FOB de estos.

El módulo de costos aparece detallado juntamente con los gráficos, para el cálculo de los costos de cada equipo, incluye los siguientes items:

#### A) MATERIALES DIRECTOS:

- Costo FOB del equipo



- Materiales : Tuberías
- concreto
- acero
- instrumentos
- electricidad
- aislamiento
- pintura

B) MANO DE OBRA DIRECTA DE INSTALACION:

    Montaje

- Equipo de apoyo

C) COSTOS INDIRECTOS:

- Flete, seguro, impuestos
- Supervisión, Ingeniería

En flete, seguro e impuestos se ha considerado un 25% del costo FOB, para nuestro país, para todos los equipos, y este valor se ha reemplazado por el valor dado en los módulos. Además consideramos que los costos de supervisión e ingeniería (Indirectos) van a aumentar debido a que es necesaria todavía contar con la supervisión de técnicos extranjeros para la instalación del equipo comprado fuera del país, además de los técnicos e ingenieros nacionales. Según Guthrie, este costo sería un 4% del costo FOB del equipo.

TABLA N° 28

ESTIMADO DEL CAPITAL DE INVERSION

PRODUCTO · Alcohol Anhidro

BASES : Capacidad 2'012,840 lt/día; Indices ENR.: 2,328

M&S : 460

EQUIPO INSTALADO: (Incluye: Supervisión, Ingeniería, Instru-  
mentación, Tuberías, aislamiento, pintura,  
etc.)

- Columna N°1 Azeotrópica	9'149,283
- Columna N°2 de Benceno	30,895
- Columna N°3 de Alcohol	719,622
- Hervidor N°1	119,423
- Hervidor N°2	997
Hervidor N°3	1,306
- Condensador N°1	358,269
- Condensador N°3	39,807
Decantador	20,759
- Bombas	49,602
	<hr/>
	10'489,963

EDIFICIOS INCLUYENDO SERVICIOS 163,590

FACILIDADES FUERA DEL PROCESO

Equipo de Of., Comedor, Lab. (Edif.)	59,212
- Caldero	4'091,424
- Tanque de Almacenamiento	211,599

TERRENO 183,088

EMOLUMENTOS DEL CONTRATISTA 557,770

CONTIGENCIA 2'788,853

CAPITAL FIJO DE INVERSION 18'545,499

CAPITAL DE TRABAJO (10% del C.T.) 2'060,611

CAPITAL TOTAL DE INVERSION 20'606,110

COSTOS DE LAS COLUMNAS DE DESTILACION

Se hará uso del gráfico XXIII, (Ref. 11). Se calcula separadamente el costo del casco y de los platos. Los precios bases son para 1968. Para obtener los costos para 1976 se usará los siguientes índices de M&S.

$$I_{1968} = 273$$

$$I_{1976} = 460$$

A) Columna Azeotrópica de Etanol Anhidro

a) Costos del Casco.-

Se utilizan los siguientes datos:

Díametro = 22 pies

Longitud = 135 pie

Presión de Diseño = 1a atmosférica

Fabricación = vertical

Del gráfico correspondiente se obtiene el costo base:

Costo Base 1968 = 400,000 (FOB)

$$F_m = 1 ; F_p = 1$$

Luego:

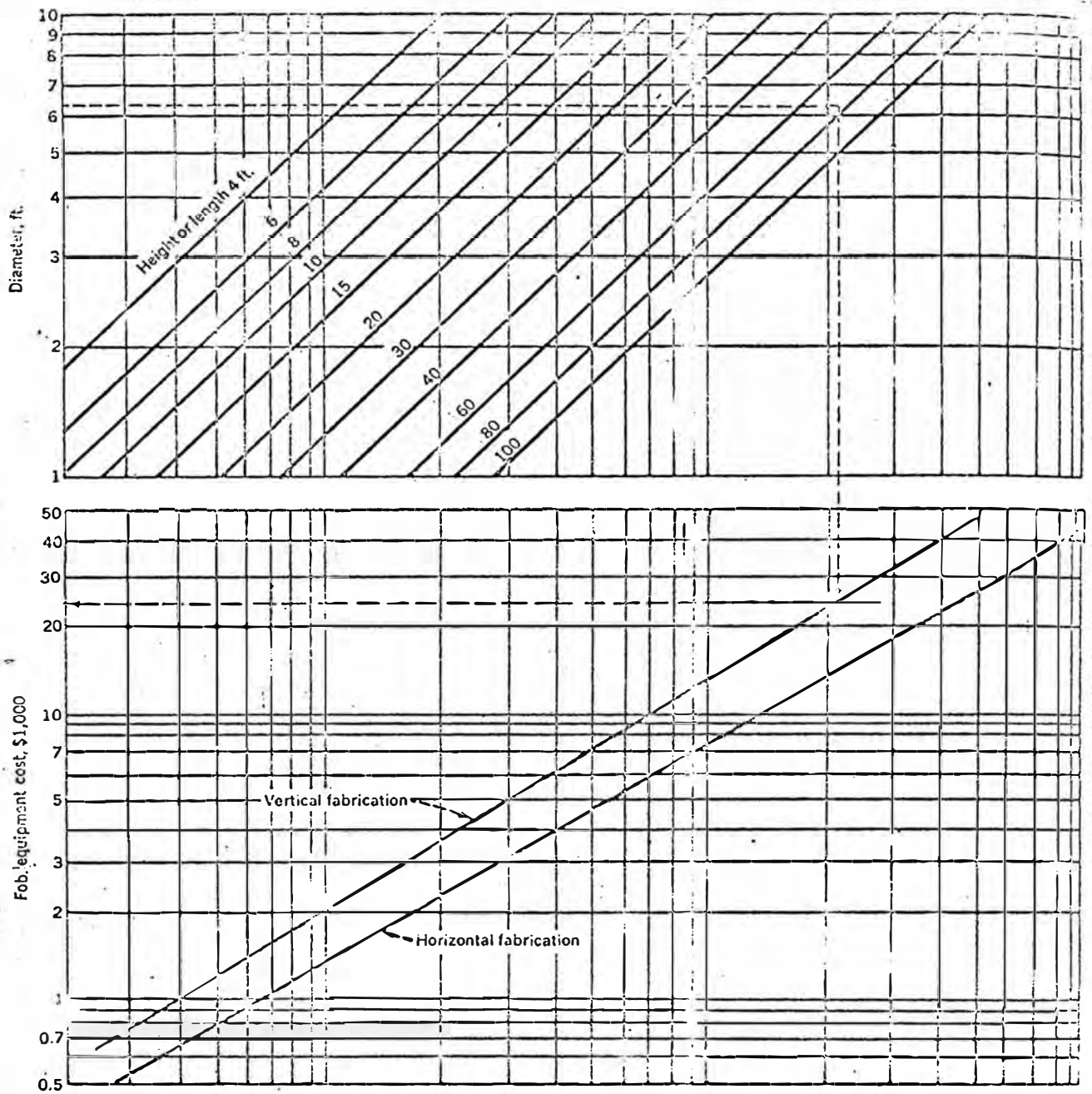
Costo del casco de la Columna = Costo Base x  $F_m$  x  $F_p$  INDEX ( $\alpha$ )

Sustituyendo en ( $\alpha$ )

$$\text{Costo del casco de la Columna}_{1976} = (400,000 \times 1 \times 1) \frac{460}{273} = \$673,992.67$$

GRAFICO XXIII

COSTO FOB DEL CASCO DE COLUMNAS DE DESTILACION



Required  
 Diameter, ft.  
 Length, ft.  
 Design pressure, psig.  
 Shell material  
 Fabrication (horiz. or vert.)

Time base  
 Mid-1968  
 Exponent  
 Size exponent vertical 0.65  
 horizontal 0.60

Included  
**Vertical:**  
 Shell and 2 heads  
 Nozzles and manways  
 Skirt, base ring and lugs  
 Tray supports  
**Horizontal:**  
 Shell and 2 heads  
 Nozzles and manways  
 Saddles, 2

Basis of chart  
 Carbon steel materials  
 50-psi. design pressure  
 Average nozzles and manways  
 ASME code construction  
 Shop fabrication

Pressure vessels—Fig. 5

# GRAFICO XXIV COSTOS DE INSTALACION DE CASCOS Y PLATOS

Pressure Vessel Cost, \$ = (Base cost ×  $F_m$  ×  $F_p$ ) Index

**Adjustment factors**

Material	$F_m$ Clad	$F_m$ Solid	Pressure Factor Psi.	$F_p$
Carbon steel	1.00	1.00	Up to 50	1.00
Stainless 316	2.25	3.67	100	1.05
Aluminum	3.89	6.34	200	1.15
Titanium	4.23	7.89	300	1.20
			400	1.35
			500	1.45
			600	1.60
			700	1.80
			800	1.90
			900	2.30
			1,000	2.50

**Field installation modules**

*Vertical fabrication*

Module	5A (V)	5B (V)	5C (V)	5D (V)	5E (V)
Dollar magnitude, \$100,000	Up to 2	2 to 4	4 to 6	6 to 8	8 to 10
Base cost, \$	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0
Tray	60.0	59.6	59.5	59.4	59.3
Concrete	10.0	9.9	9.8	9.8	9.8
Steel	8.0	7.9	7.8	7.8	7.8
Instrumentation	11.5	11.5	11.4	11.3	11.3
Electrical	5.0	4.9	4.9	4.9	4.9
Insulation	8.0	8.0	8.0	8.0	8.0
Paint	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3
Materials, m	103.8	103.1	102.7	102.5	102.4
Material, E + m = M	203.8	203.1	202.7	202.5	202.4
Tray erection	84.0	83.5	83.2	83.0	82.9
Support setting	15.2	14.9	14.0	13.5	13.2
Field labor, L	99.2	98.5	97.2	96.5	96.1
M & L cost	303.0	301.6	299.9	299.0	298.5
Light, insurance, taxes	8.0	8.0	8.0	8.0	8.0
Tray cost	112.0	102.5	98.9	98.7	95.5
Module cost	423.0	412.1	406.8	405.7	402.0
Factor	0.48	0.47	0.47	0.47	0.46
Material factor, E + m	2.04	2.03	2.03	2.02	2.02
Material cost factor, M & L	3.03	3.02	3.00	2.99	2.98
Material factor	0.37	0.34	0.33	0.33	0.32
Module factor (norm)	4.23	4.12	4.07	4.06	4.02

All data are based on 100 for equipment, E.  
Dollar magnitudes are based on carbon steel.

**Field installation modules**

*Horizontal fabrication*

Module	5A (H)	5B (H)	5C (H)	5D (H)	5E (H)
Dollar magnitude, \$100,000	Up to 2	2 to 4	4 to 6	6 to 8	8 to 10
Base cost, \$	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0
Tray	41.1	40.1	39.7	39.4	39.2
Concrete	6.2	6.1	6.0	5.9	5.9
Steel	—	—	—	—	—
Instrumentation	6.2	6.1	6.0	5.9	5.9
Electrical	5.2	5.1	5.0	5.0	5.0
Insulation	5.2	5.1	5.0	5.0	5.0
Paint	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5
Materials, m	64.5	63.0	62.2	61.7	61.5
Material, E + m = M	164.5	163.0	162.2	161.7	161.5
Tray erection	52.2	51.0	50.4	50.0	49.8
Support setting	9.3	8.3	7.7	7.2	7.0
Field labor, L	61.5	59.3	58.1	57.2	56.8
M & L cost	226.0	222.5	220.3	219.0	218.3
Light, insurance, taxes	8.0	8.0	8.0	8.0	8.0
Tray cost	83.6	75.6	72.7	72.3	69.8
Module cost	317.6	305.9	301.0	299.3	296.1
Factor	0.37	0.36	0.35	0.35	0.35
Material factor, E + m	1.64	1.63	1.62	1.62	1.61
Material cost factor, M & L	2.26	2.22	2.20	2.19	2.18
Material factor	0.37	0.34	0.33	0.33	0.32
Module factor (norm)	3.18	3.06	3.01	2.99	2.96

All data are based on 100 for equipment, E.  
Dollar magnitudes are based on carbon steel.

**Tray packings, and fittings**

**Packings**

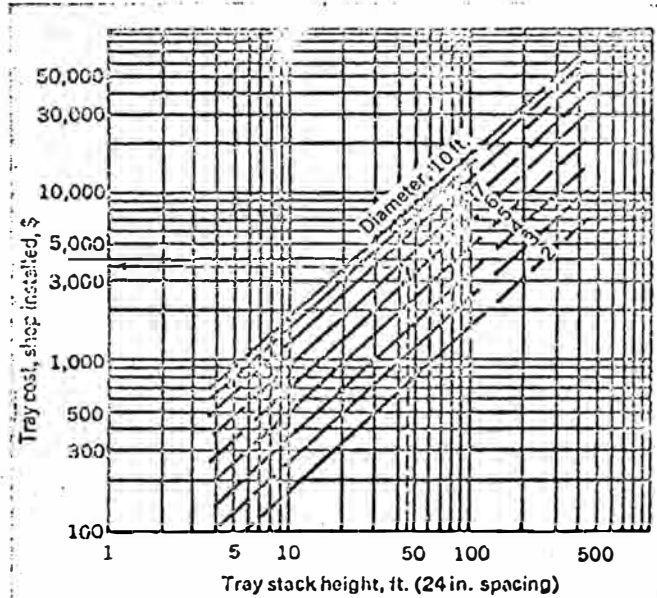
Raschig Rings	Size, In.			
	1	1½	2	3
Materials & Labor, \$/Cu. Ft.				
Stoneware	5.2	4.3	3.5	2.9
Porcelain	7.0	5.8	4.7	3.9
Stainless	70.2	45.8	32.5	22.8
Beri saddles	3/4	1	1½	
Stoneware	18.8	14.5	7.8	
Porcelain	20.7	15.9	8.7	

**M & L, \$/Cu. Ft.**

Activated carbon	14.2
Alumina	12.6
Coke	3.5
Crushed limestone	5.8
Silica gel	27.2

**Linings**

	In. Thick	M & L, \$/Sq. Ft.
Acid brick	3	3.80
	4	5.30
	6	8.25
Firebrick	4½	7.16
	9	10.79
Rubber	3/16	4.37
	1/4	4.75
Refractory	2	7.50
	4	10.52
	6	14.50
Gunite	2	3.20
	4	4.55
Chemical lead	5 lb.	6.25
	10	7.13
	15	8.86



Required  
Tray stack height, ft.  
Tray diameter, ft.  
Tray spacing, in.  
Tray type  
Material

Exponent  
Size exponent 1.0  
Included  
Trays (as specified)  
Supports  
All fittings  
Shop fabrication  
Shop installation

Time base  
Mid-1968

Tray Cost, \$ = (Base cost ( $F_e + F_t + F_m$ )) Index

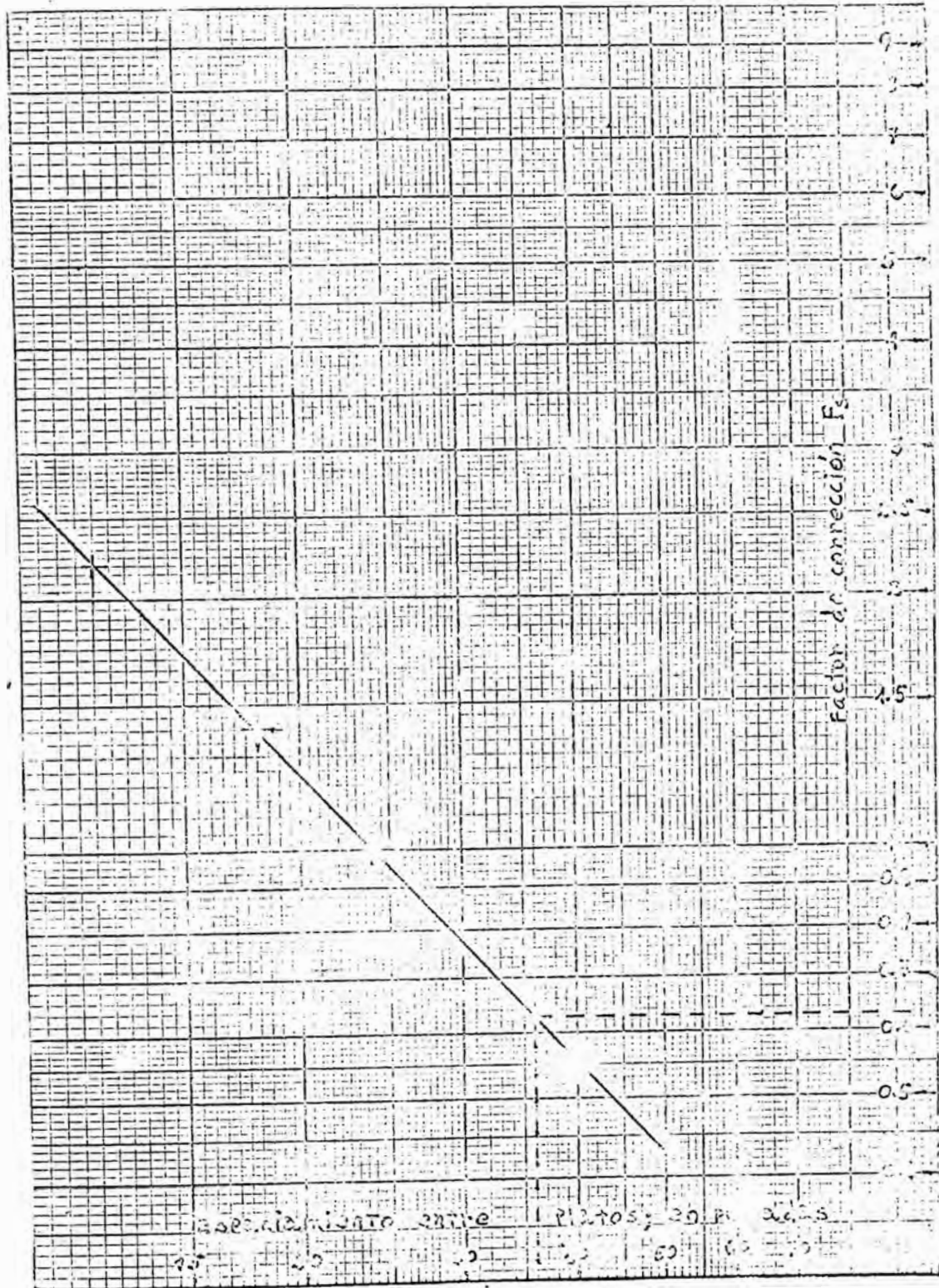
**Adjustment factors**

Tray Spacing, In.	$F_e$	Tray Type	$F_t^*$	Tray Material	$F_m^*$
24	1.0	Grid (no downcomer)	0.0	Carbon steel	0.0
18	1.4	Plate	0.0	Stainless	1.7
12	2.2	Sieve	0.0	Monel	8.9
		Trough or valve	0.4		
		Bubbler cap	1.8		
		Koch Cascade	3.9		

\*If these factors are used individually, add 1.00 to the above values.

GRAFICO XXV

FACTOR DE CORRECCION  $F_s$  PARA ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS



Considerando los costos de instalación + impuestos, flete, seguro, se obtiene:

$$\text{Costo Instalado del Casco 1976} = 673,993 \times (4.07 + 0.21) = 2'884,690$$

b) Costo de los Platos

Se utilizan los siguientes datos:

Altura de la Torre = 135 pies

Díametro del Plato = 22 pies

Espaciamiento entre  
Platos = 36 pulgadas

Tipo de plato = Capas de burbujeo

Material del Plato = Acero al Carbono

Del gráfico XXIV se obtiene el costo instalado por plato para 1968.

Costo base por plato 1968 = 34,000

$$F_s^{(a)} = 0.63, F_t = 1.8; F_m = 0$$

Costo del plato = Costo base  $(F_s + F_t + F_m)$  Índice

Sustituyendo en esta ecuación:

$$\text{Costo del Plato 1976} = 34,000(0.63+1.8+0) \frac{460}{273} = 139,213$$

Costo Total de Platos Instalados 1976 -  $45 \times 139,213 = 6'264,593.407$

(a) Para hallar el factor  $F_s = 0.63$  correspondiente a un espaciamiento entre platos, de 36", se han extrapolado los datos del gráfico XXIV y se construyó el gráfico XXV.

El costo total de columna = Costo Casco + Costo de Platos

Costo total de la columna  
1976 = 2'884,690 + 6'264,593

Costo Total = 9'149,283

B) Columna de Recuperación de Benceno

a) Costo del Casco

Datos:

Díámetro = 3 pies

Longitud = 12 pies

Presión de diseño = atmosférica ;  $F_p = 1$

Material del casco = acero al carbono ,  $F_m = 1$

Fabricación = Vertical

Del gráfico se obtiene:

Costo Base 1968 = \$2,400

Costo Base 1976 = 2,400 x  $\frac{460}{273}$  = \$4,044

Incluyendo costos de instalación, etc.:

Factor Modular = 4.23 + 0.21 = 4.44

Costo total 1976 = 4,044 (4.23+0.21) = \$17,955

Costo Total de Casco = \$17,955

b) Costos de los Platos

Datos:

Altura = 12' pies

Díámetro = 3 pies



Espaciamiento = 18 pies ;  $F_s = 1.4$   
Entre platos

Tipo de plato = Copa de Burbujeo ;  $F_t = 1.8$

Material = Acero al carbono ;  $F_m = 0$

Costo Base 1968 = \$300

Costo del Plato Instalado =  $300(1.4+1.8+0) \times \frac{460}{273}$   
1976

Costo del Plato Instalado = 1617.58  
1976

Costo Total de Platos = 12,940.64  
Instalados 1976

Costo Total de la = 30,895  
Columna

C) Columna de Recuperación de Alcohol

a) Costo del Casco

Diámetro = 4.89 pies

Altura = 72 pies

Presión de = Atmosférica ;  $F_p = 1$   
Diseño

Material del Casco = Acero al Carbono ;  $F_m = 1$

Fabricación = Vertical

Del gráfico se obtiene:

Costo Base 1968 = 19,000 (FOB)

Costo Base 1976 =  $19,000 \times \frac{460}{273} = 32,015$

Incluyendo Costo de Instalación, Flete, impuestos,  
etc.

Costo Total 1976 = Costo Base<sub>1976</sub> x Factor Módulo

Factor de Módulo = 4.44

Costo Total 1976 = \$142,145

b) Costo de los Platos

Espaciamiento entre platos = 24 pulgadas ;  $F_s = 1$

Tipo de Plato = plato de Burbujeo ;  $F_t = 1.8$

Material = acero al carbono ;  $F_m = 0$

Costo Base  
Instalado 1968 = 3,400

Costo del Plato  
Instalado 1976 =  $3,400 (1+1.8+0) \frac{460}{273} = 16,041$

Costo total de platos  
Instalados 1976 =  $36 \times 16,041 = 577,477$

Costo Total de  
la Columna =  $142,145 + 577,477$

Costo Columna  
1976 = 719,622

COSTO DE LOS HERVIDORES Se usará el gráfico XXVI(Ref.11)

D) Costo del Hervidor de la Columna Azeotrópica

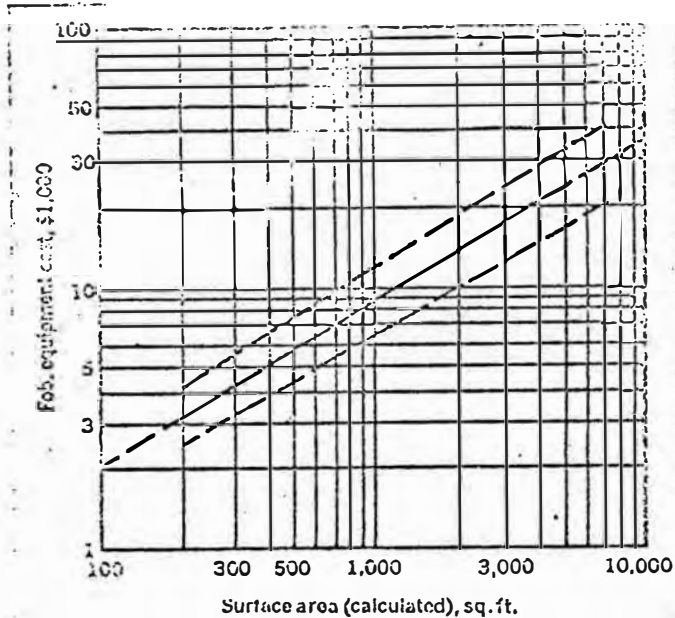
Con los cálculos hechos en el diseño, se obtienen los  
siguientes datos:

Superficie,  $\text{pie}^2 = 2036.758$

Tipo de Diseño = hervidor,  $F_d = 1.35$

Material de Tubo y Casco = acero al carbono;  $F_m = 1$

## GRAFICO XXVI COSTO DE EQUIPO E INSTALACION PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR



Required Surface area, sq. ft.  
Design type  
Tube, shell material  
Design pressure  
Design temperature

Time base  
Mid-1968  
Exponent  
Size component 0.65

included  
Complete fabrication

Basis of chart  
Floating head  
Carbon steel construction  
Design pressure, 150 psi.

Exchanger Cost, \$ = [Base cost ( $F_d + F_p$ )  $\times F_m$ ] Index

**Adjustment factors**

Design Type	$F_d$	Design Pressure, Psi.	$F_p^*$
Kettle, reboiler	1.35	Up to 150	0.00
Floating head	1.00	300	0.10
U tube	0.85	400	0.25
Fixed tube sheet	0.80	800	0.52
		1,000	0.55

\*If these factors are used individually, add 1.00 to these values.

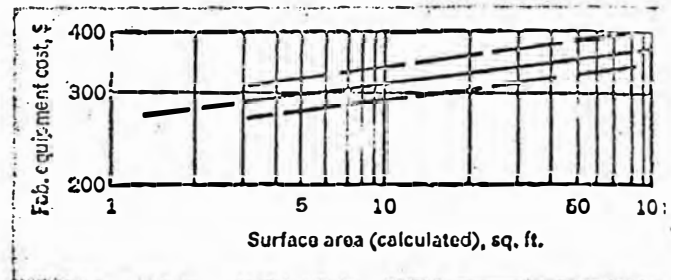
**Shell/Tube Materials,  $F_m$**

Surface Area, Sq. Ft.	CS/CS	CS/Brass	CS/Mo	CS/SS	SS/SS	CS/Monel	Monel/Monel	CS/Ti	Ti/Ti
Up to 100	1.00	1.05	1.60	1.54	2.50	2.00	3.20	4.10	10.28
100 to 500	1.00	1.10	1.75	1.78	3.10	2.30	3.50	5.20	10.60
500 to 1,000	1.00	1.15	1.82	2.25	3.26	2.50	3.65	6.15	10.75
1,000 to 5,000	1.00	1.30	2.15	2.81	3.75	3.10	4.25	8.95	13.05
5,000 to 10,000	1.00	1.52	2.50	3.52	4.50	3.75	4.95	11.10	16.60

**Field installation modules**

Modulo	3A	3B	3C	3D	3E
Base dollar magnitude, \$100,000	Up to 2	2 to 4	4 to 6	6 to 8	8 to 10
Equipment fob. cost, $E$	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0
Piping	45.6	45.1	44.7	44.4	44.3
Concrete	5.1	5.0	5.0	5.0	5.0
Steel	3.1	3.0	3.0	3.0	3.0
Instruments	10.2	10.1	10.0	9.9	9.8
Electrical	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0
Insulation	4.9	4.8	4.7	4.7	4.7
Paint	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5
Field material, $m$	71.4	70.5	69.9	69.5	69.3
Direct material, $M + m = M$	171.4	170.5	169.9	169.5	169.3
Material erection	55.4	54.7	54.2	53.9	53.8
Equipment setting	7.6	6.5	5.9	5.5	5.2
Direct field labor, $L$	63.0	61.2	60.1	59.4	59.0
Direct $M \& L$ cost	234.4	231.7	230.0	228.9	228.3
Freight, insurance, taxes	8.0	8.0	8.0	8.0	8.0
Indirect cost	86.7	78.0	75.9	75.5	73.0
Base modulo cost	329.1	318.5	313.9	312.4	309.5
$L/M$ ratios	0.37	0.36	0.35	0.35	0.35
Material factor, $E + M$	1.71	1.70	1.70	1.69	1.69
Direct cost factor, $M \& L$	2.34	2.32	2.30	2.29	2.28
Indirect factor	0.37	0.34	0.33	0.33	0.32
Module factor (norm)	3.29	3.18	3.14	3.12	3.09

Note: All data are based on 100 for equipment,  $E$ .  
Dollar magnitudes are based on carbon steel.



Double-pipe exchanger costs (for process requirements less than 100 sq. ft. Specify double pipe units).

**Adjustment factors**

Material: CS/CS = 1.0, CS/SS = 1.85  
Pressure: up to 600 psi. 1.00  
900 1.10  
1000 1.25

**Module factors**

Field installation 1.35  
Module factor (norm) 1.05

Shell-and-tube exchangers—Fig. 3

Presión de Diseño = La atmosférica ;  $F_p = 0.0$

Indice 1976 = 460

Indice 1968 = 273

Del gráfico correspondiente se obtiene el Costo FOB de Equipo.

Costo Base 1968 = 15,000

El costo del Hervidor = Costo base  $(F_d + F_p) \times F_m$  Indice

Costo del Hervidor  $_{1976} = 15,000(0+1.35) \times 1 \times \frac{460}{273} = 34,120.879$

Incluyendo los costos de instalación, flete, seguro, etc.

Factor Modular =  $3.29 + 0.24 = 3.5$

Costo total del Hervidor 1976 =  $34,120.8 \times 3.5 = 119,423$

Costo del Hervidor 1976 = 119,423

E) Costo del Hervidor de la Columna de Recuperación de Benceno

Superficie,  $\text{pie}^2 = 3$

Costo Base  $_{1968} = 290$

Factor Modular =  $1.83 + 0.21 = 2.04$  (Incluye Instalación, Costos In directos)

Costo del Hervidor 1976 =  $290 \times 2.04 \times \frac{460}{273} = 996.83$

F) Costo del Hervidor de la Columna de Recuperación de  
Alcohol

$$\text{Superficie, pie}^2 = 90.368$$

$$\text{Tipo de Diseño} = \text{Hervidor}; F_d = 1.35$$

$$\text{Material de Tubos y Cascos} = \text{Acero al carbono}; F_m = 1$$

$$\text{Presión de Diseño} = \text{La atmosférica}; F_p = 0$$

$$\text{Costo Base 1968} = 380 \text{ (FOB)}$$

$$\text{Costo FOB 1976} = 380 \times \frac{460}{273} = 640$$

Costo incluyendo instalación y Costo Indirectos

$$\text{Factor Módular} = 1.83 + 0.21 = 2.04$$

$$\text{Costo total del hervidor 1976} = 640 \times 2.04 = 1306$$

$$\text{Costo del Hervidor 1976} = 1,306$$

COSTOS DE LOS CONDENSADORES

G) Condensador de la Columna Azeotrópica

$$\text{Superficie, pie}^2 = 14,333.789$$

$$F_d = 1.35$$

$$F_p = 0$$

$$F_m = 1$$

$$\text{Costo Base FOB 1968} = 45,000$$

$$\text{Costo FOB 1976} = \text{Costo Base } (F_d + F_p) \times F_m \text{ Índice}$$

$$\text{Costo FOB 1976} = 45,000 (1.35 + 0) \times 1 \times \frac{460}{273}$$

Costo FOB 1976 = 102,362.63

Incluyendo costos de instalación, impuestos, flete.

Factor Modular = 3.5

Costo Total 1976 = 102,362.63 x 3.5 = 358,269

Costo del Condensador = 358,269

H) Condensador de la Columna de Recuperación de Alcohol

Superficie, pie<sup>2</sup> = 625.59

F<sub>d</sub> = 1.35

F<sub>p</sub> = 0

F<sub>m</sub> = 1

Costo Base = \$5,000

Costo FOB 1976 = 5,000 (1.35+0)x1x  $\frac{460}{273}$  = 11,373.62

Incluyendo costos de instalación e indirectos

Costo Total 1976 = 11,373.62 x 3.5 = 39,807.67

I) Bombas : se usará el Gráfico XVIII, Ref. 11.

N°1

Cabeza = 135 pies = 58.44 psi.

Capacidad = 7549.4 Gal/Min.

Factor (C/H) = 441,186

Costo Base = 7,000

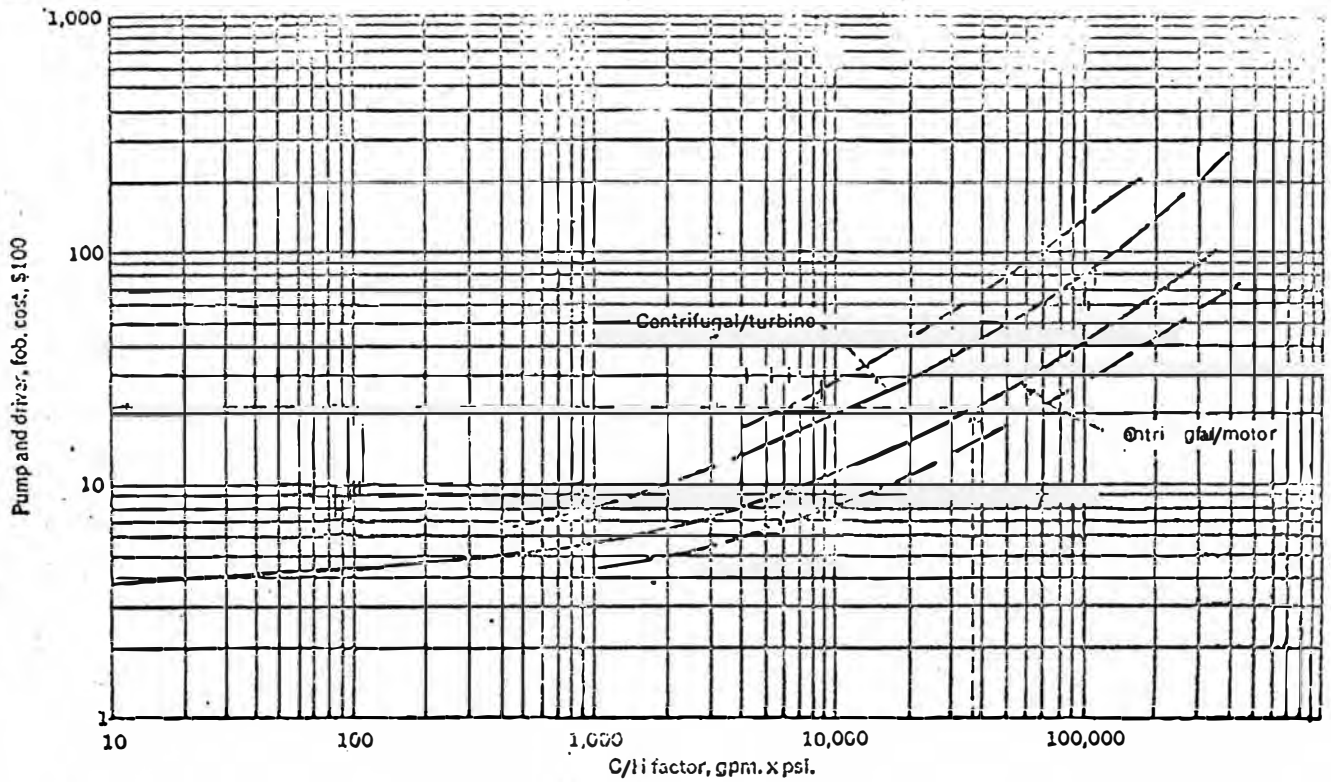
Factor Modular = 3.38 + 0.21 = 3.59

Costo 1976 = 7000 x  $\frac{460}{273}$  = 11,794.87

GRAFICO XXVIII

COSTO DE EQUIPO E INSTALACION PARA BOMBAS

CENTRIFUGAS



Required Capacity, gpm.  
 Differential pressure, psi.  
 Suction pressure, psig.  
 System temp., °F.  
 Casing material

Time base Mid-1968  
 Exponent Average exponent 0.52

Included Pumping unit  
 Driver and coupling  
 Base plate

Centrifugal Pump Cost, \$ = (Base cost ×  $F_m$  ×  $F_o$ ) Index

Adjustment factors

Material	$F_m$	Operating Limits	Max. value		
Cast iron	1.00	Suction pressure, psig.	150	500	1,000
Bronze	1.28	System temperature, °F.	250	350	850
Cast steel	1.32				
Stainless	1.93	Factor $F_o$	1.0	1.5	1.9
Carpenter 20	2.10				
Worthite	2.44				
Hastelloy C	2.89				
Monel	3.23				
Nickel	3.48				
Titanium	8.98				

Centrifugal pumps and drivers—Fig. 6

Field installation modules

Module	6A	6B	6C	6D	6E
Base dollar magnitude, \$100,000	Up to 2	2 to 4	4 to 6	6 to 8	8 to 10
Equipment fob. cost, $E$	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0
Piping	30.2	29.8	29.6	29.5	29.4
Concrete	4.0	3.9	3.9	3.9	3.9
Steel	—	—	—	—	—
Instruments	3.0	2.9	2.9	2.9	2.9
Electrical	31.0	30.5	30.3	30.3	30.2
Insulation	2.5	2.5	2.5	2.4	2.4
Paint	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8
Field materials, $m$	71.5	70.4	70.0	69.8	69.6
Direct material, $E + m + M$	171.5	170.4	170.0	169.8	169.6
Material erection	60.0	59.2	59.0	58.6	58.5
Equipment setting	9.7	9.2	8.9	8.7	8.6
Direct field labor, $L$	69.7	68.4	67.9	67.3	67.1
Direct $M & L$ cost	241.2	236.8	237.9	237.1	236.7
Freight, insurance, taxes	8.0	8.0	8.0	8.0	8.0
Indirect cost	89.2	81.2	78.5	78.2	75.7
Base module cost	338.4	328.0	324.4	323.3	320.4
$L/M$ ratios	0.41	0.40	0.40	0.40	0.40
Material factor, $E + m$	1.72	1.70	1.70	1.70	1.69
Direct cost factor, $M & L$	2.41	2.39	2.38	2.37	2.36
Indirect factor	0.37	0.34	0.33	0.33	0.32
Module factor (norm)	3.38	3.28	3.24	3.23	3.20

Note: All data are based on 100 for equipment,  $E$ .  
 Dollar magnitudes are based on carbon steel.

Incluyendo instalación y costos indirectos

$$\text{Costo Total 1976} = 11,794.87 \times 3.59 = 42,343.58$$

N° 2

$$C/H = 10,269.245$$

$$\text{Capacidad} = 329.565 \text{ Gal/Min}$$

$$\text{Potencia} = 5.996$$

$$\text{Costo Base} = 1,200$$

$$\text{Factor Modular} = 3.59$$

$$\text{Costo 1976} = 1,200 \times \frac{460}{273} = 2,021.97$$

Incluyendo instalación y Costos indirectos

$$\text{Costo Total 1976} = 2,021.97 \times 3.59 = 7,258.87$$

J) Costo del Caldero

Se usará el Gráfico XXIX (Ref. 11)

Presión de Vapor : 300 psi

$$F_p = 1.05$$

$$F_s = 0.15$$

$$\text{Capacidad, lbs/hr} = 3'078,791.917 + 440.901 + 13,660.191$$

$$= 3'092,893.$$

$$\text{Costo Base 1968} = 450,000$$

Para una capacidad de 1'000,000 lbs-hr.

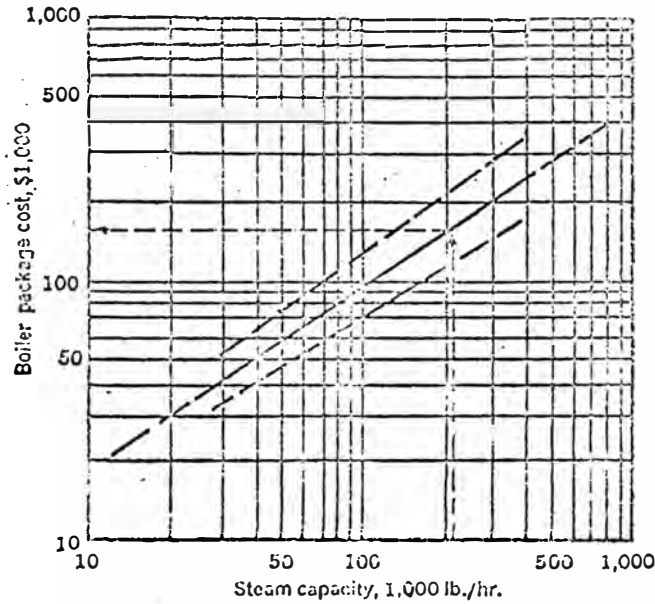
Para escalar se tiene un exponente igual a 0.7

$$\text{Costo Base}_{1968} = 450,000 \left( \frac{3'092,893}{1'000,000} \right)^{0.7} = 991,900$$



# GRAFICO XXIX

## COSTO DE EQUIPO E INSTALACION DE CALDEROS



<b>Required</b>	<b>Included</b>
Generating capacity, lb./hr.	Complete boiler with FD fans,
Steam pressure, psig.	instruments, controls, burners,
Superheat, °F.	sootblowers
	Boiler feed pumps
<b>Basis of chart</b>	Feedwater deaerator
Saturated steam	Gas/oil firing
	Chem. injection system
<b>Time base</b>	Stack
Mid-1968	Shop assembly

Exponent  
Size exponent 0.70

Package Boiler Cost, \$ = (Base cost( $F_p + F_s$ ))Index

**Adjustment factors**

Steam Pressure, Psi.	$F_p$	Superheat, °F.	$F_s^*$
250	1.00	Sat.	0.00
300	1.05	100	0.10
400	1.25	200	0.15
600	1.70	300	0.20

**Installation (Prime contractor work only)**

Field installation (M & L)	1.35
Base module factor	1.63
L/M ratio	0.13

\*If these factors are used individually, add 1.60 to the above values.

Package boiler units—Fig. 10

$$\text{Costo 1976} = 991,900(1.05+0.15) \frac{460}{273} = 2'005,600$$

Incluyendo instalación y Costos indirectos

$$\text{Factor modular} = 1.83 + 0.21 = 2.04$$

$$\text{Costo Total 1976} = 2'005,600 \times 2.04 = 4'091,424$$

K) Costo del Decantador

Se usará el gráfico N°XXVII (Ref.11).

Para una:capacidad = 8,000 Gal. (Diarios)

$$\text{Costo Base} = \$5,600$$

$$F_p = 1$$

$$\text{Costo 1976} = 5,600 \times \frac{460}{273} = 9,436$$

Incluyendo costo de instalación, impuestos, flete.

$$\text{Factor modular} = 2.2$$

$$\text{Costo Total} = 9,436 \times 2.2 = 20,759.2$$

$$\text{Costo del Decantador} = 20,759.2$$

L) Tanque de Almacenamiento

Para una capacidad = 531,794 Gal.

Se tiene:

Costo FOB = 46,000 (Gráfico XXX)

$$\begin{aligned} \text{Costo de Tanque de Almacenamiento} \\ \text{1976} &= 46,000(1+0) \frac{460}{273} \\ &= 77,509 \end{aligned}$$

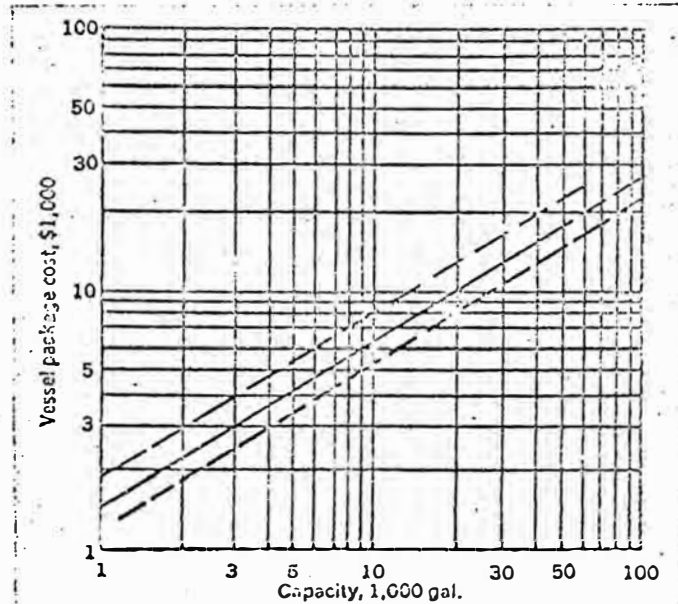
Incluyendo instalación, flete, seguro, impuestos:

$$\text{Factor} = 2.52 + 0.21 = 2.73$$

$$\text{Costo Instalado 1976} = 77,509 \times 2.73 = 211,599$$

GRAFICO XXVII

COSTO DE BOMBERA E INSTALACION PARA DECANTADORES



Required Capacity, gal. Exponent Size exponent 0.65

Basis of chart Carbon steel Included Pressure storage vessel  
 Design pressure, 150 psi. Foundations  
 ASME code construction Saddle supports  
 Min. nozzles and manways Relief valve

Time base Mid-1968

Pressure Storage Cost, \$ = (Base cost ×  $F_p$ ) Index

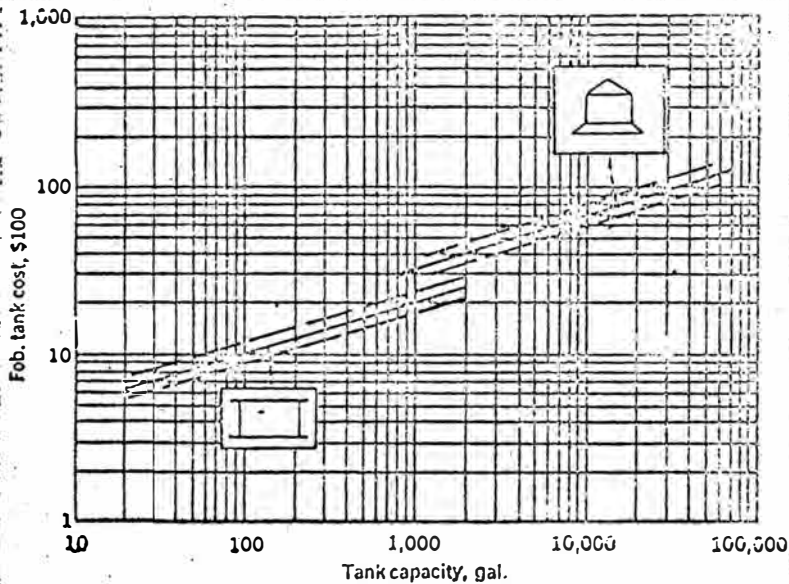
Adjustment factors

Storage Pressure, Psi.	$F_p$	Installation (Prime contractor work only)	
150	1.00	Field installation (M & L)	1.20
200	1.15	Dare module factor	2.20
250	1.32	L/M ratio	0.36

Horizontal pressure storage vessels—Fig. 16

# GRAFICO XXX

## COSTO DE EQUIPO E INSTALACION PARA TANQUES DE ALMACENAMIENTO

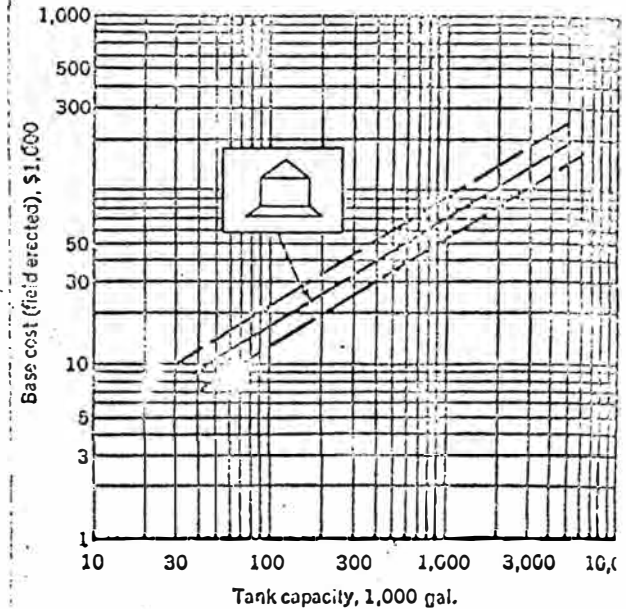


Required Tank capacity, gal.  
Type API conical  
Light gage

Exponent  
API conical 0.30  
Light gage 0.28

Included  
Shop-fabricated tank

Time base  
Mid-1968



Required Tank capacity, gal.  
Included Cono-roof tank  
Field erection  
Subcontractor indirects

Time base  
Mid-1968

Exponent  
Size exponent 0.63

$$\text{Storage Tank Cost, \$} = (\text{Base cost} \times F_m) \text{index}$$

**Adjustment factors**

Material	$F_m$	Installation (Prime contractor work only)	
Carbon steel	1.00	Field installation (M & L)	1.47
Aluminum	1.40	Base module factor	1.96
Rubber lined	1.40	L/M ratio	0.23
Lead lined	1.55		
Stainless	3.20		
Glass lined	4.25		

Note: Consider glass lining limited to 10,000 gal. (max.).

Storage tanks up to 40,000 gal.—Fig. 14

$$\text{Storage Tank Cost, \$} = (\text{Base cost}(F_d + F_m)) \text{index}$$

**Adjustment factors**

Design Type	$F_d$	Material	$F_m^*$
Cono roof	1.00	Carbon steel	0.60
Floating roof	1.06	Aluminum	0.58
笠形 roof	1.25	Lead lined	0.55
		Stainless	2.20

**Installation (Prime contractor work only)**

Field installation (M & L)	1.85
Base module factor	2.52
L/M ratio	0.21

\*If these factors are used individually, add 1.00 to the above values.

Storage tanks above 40,000 gal.—Fig. 15

6.1.2. Edificios.-

Las características de los edificios a construir serán:

- Estructuras de acero - ligero prefabricados y - techados.
- Paredes de metal o tabiques transitorios
- Acabado y comodidades mínimas en el interior.

Los índices usados incluyen costos de cimiento, - peso de concreto, estructuras, paredes exteriores, particiones interiores, acabado y pintura.

Se considera las siguientes áreas:

TABLA N°29

	Altura,ft	Area, pie <sup>2</sup>	\$/pie <sup>2</sup> const.	\$
Oficina de Administración	10	2,153	4.26	9,172
Comedor	12	2,000	2.21	4,420
Casa de Control	10	603	3.55	2,141
Talleres de Man <u>tenimiento</u>	20	1,615	2.49	4,021
Lab. y Servicio Medicos	10	3,229	5.32	17,178
Depósitos	20	2,000	2.29	4,580

\$ 41,512

EVALUACION DE SERVICIOS Y EQUIPOS PARA EL EDIFICIO

SERVICIOS.-

- LUZ Y ELECTRICIDAD:	<u>F<sub>s</sub> \$/pie<sup>2</sup></u>	<u>\$</u>
Oficinas	2.25	4,844
Comedor	1.50	3,000
Casa de Control	2.25	1,357
Maestranza	0.10	1,130
Lab. y Servicio Médico	2.25	7,265
Depósitos	0.70	1,400
		<hr/> 18,996
 - EQUIPO PREVENCION DE INCENDIOS	 0.90	 <u>20,880</u>
		39,876

FACILIDADES

- EQUIPO DE LABORATORIO	8.00	16,000
- EQUIPO DE OFICINA	3.00	6,459
- EQUIPO DE COMEDOR	3.50	7,000
		<hr/> 29,459

Para obtener los costos estimados para 1976, se usará los índices E.N.R. (b) para construcción y edificios.

E.N.R. 1968 = 1,154

E.N.R. 1976 = 2,328

$$\text{Ratio a Aplicar} = R = \frac{I_{1976}}{I_{1968}} = \frac{2,328}{1,154} = 2.01$$

Construcción de Edificios	42,512	x 2.01	= 83,439
Servicios	39,876	x 2.01	= 80,151
Facilidades del Edificio	29,459	x 2.01	= 59,212

Edificio incluyendo servicios y facilidades p/1976 = \$222,802

(b) E.N.R. = Engineering New Records.

Facilidades del Edificio = 59,212

Edificios incluyendo Servicios = 163,590

### 6.1.3. Terreno

Según datos de la Cámara Peruana de la Construcción, el precio de terreno en la zona industrial de Trujillo es S/.280/m . Hemos estimado un área igual a 65,388 M<sup>2</sup> que equivale a \$183,088 , este corresponde al 1% del capital fijo de inversión.

### 6.1.4. Contingencia y Emolumento del Contratista

Para el factor de contingencia, se ha considerado el 15% del equipo instalado, según recomendación de Kenneth M. Guthrie.

Para contratistas se considera el 3% del equipo instalado.

## 6.2 CAPITAL DE TRABAJO

Según porcentajes estimados dados por Peters el capital de trabajo se puede considerar entre 10% al 20% del capital total de inversión. Nosotros hemos considerado el 10% del capital total de inversión.

**VII.- COSTO DE PRODUCCION**



ESTIMACION DE COSTO DE PRODUCCION

Producto : ALCOHOL ANHIDRO

Capacidad de la Planta = 2'012,840 lt/día

MATERIA PRIMA	19'334,141	
MANO DE OBRA	4,800	
SUPERVISION DIRECTA	2,000	
MANTENIMIENTO	257,576	
SERVICIOS		
- Electricidad	13,772	
- Combustible	13'078,358.7	
- Agua	1'241,873.8	
TOTAL DE COSTOS DIRECTOS DE PRODUCCION		33'932,521
DEPRECIACION	421,649	
SEGURO E IMPUESTOS	103,030	
TOTAL DE CARGAS FIJAS		524,679
COSTO DE PRODUCCION		34'457,200

## 7. COSTOS DE PRODUCCION

Será evaluada en soles, considerando 1 dolar = S/.100.-

### 7.1 COSTOS DIRECTOS DE PRODUCCION

Este costo se va a obtener por día. Se consideran 360 días por año y 3 turnos de 8 horas, por día. Al igual que para el cálculo de la inversión se ha tomado el año 1976 como referencia, ya que estos costos van a variar en el futuro y tendrán que recalcularse para el año de inicio de las operaciones.

#### 7.1.1. Materia Prima

Como nuestro trabajo se trata de la ampliación de una planta de alcohol etílico, la materia prima viene a ser el alcohol etílico rectificado de 95.6% en peso.

El precio considerado es el precio de costo del alcohol producido en Sociedad Paramonga Ltda., antes de cargarle los costos de venta é impuestos . Este precio es de S/.9/lt. La mayor influencia sobre este costo, según la Ethyl Interamerica Corp.; está dada por el precio de la materia prima inicial usada para obtener el etanol de 95.6% en una proporción menos significativa por el tamaño de dicha planta.

$$\begin{aligned} \text{Materia prima alimentada al} \\ \text{Proceso de Obtención de Etanol Anhidro} &= 89,509.9 \frac{\text{lt}}{\text{hr.}} \\ &= 2' 148, 237.9 \frac{\text{lt}}{\text{día}} \end{aligned}$$

Para 330 Kw contratados por mes:

a) Costo por carga contratada

$$330 \text{ Kw} \times 225 \text{ S/Kw/mes} = \text{S/}.74,250$$

b) Energía Activa

Según dato de Electro Perú, el promedio de horas de consumo al mes para una fábrica trabajando 3 turnos es de 650 horas.

$$330 \text{ kw} \times 650 \text{ horas/mes} = 214,500 \text{ Kwh/mes}$$

$$214,500 \text{ Kwh/mes} \times 1.1 \text{ S/./Kwh} = \text{S/}.235,950$$

c) Energía Reactiva

Se considera un  $\phi = 0.8$  (Factor de potencia)

$$214,500 \times 0.8 = 171,600 \text{ Kvarh/mes}$$

$$171,600 \text{ Kvarh/mes} \times 0.60 \text{ S/./Kvarh} = \text{S/}.102,960$$

Costo de la Energía Eléctrica por mes:

$$74,250 + 235,950 + 102,960 = \text{S/}.413,160/\text{mes}$$

Costo de la Energía Eléctrica por día:

$$\frac{\text{S/}.413,160/\text{mes}}{30 \text{ días/mes}} = \text{S/}.13,772$$

### AGUA DEL PROCESO

Estos datos han sido obtenidos del Ministerio de vivienda; el costo del agua para industrias en Trujillo es S/.16.20/ $m^3$ .

### AGUA DE ENFRIAMIENTO PARA EL PROCESO

$$\text{Condensador de la Columna de Destilación Azeotrópica} = 3'777,720 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} = 1715.08 \text{ m}^3$$

$$\text{Condensador de la Columna de Recuperación de alcohol} = 164,914 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} = 74.87 \text{ m}^3$$

$$\text{Flujo Total} = 1,789.95 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$\text{Costo de Agua de Enfriamiento} = 1,789.95 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \times 16.20 \frac{\text{S/}}{\text{M}^3} \times$$

$$24 \frac{\text{hr}}{\text{día}} = 695,932.56 \text{ s/día}$$

$$\text{Costo del Agua para el Caldero} = 1,404.77 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{día}} \times$$

$$\times 16.20 \text{ s/día} = \text{S}/.545,941/\text{D.}$$

$$\text{Costo total de Agua} = \text{S}/.1'241,873.85/\text{Día}$$

### COMBUSTIBLE

El combustible que se usará para el caldero será el residual N°5 o petróleo industrial producido por Petro-Perú, a S/. 6.6/galón.

La relación utilizada para el cálculo del combustible es de 0.0588 galones de combustible por Kg de vapor. Este dato ha

GRAFICO XXXI

MANO DE OBRA REQUERIDA PARA INDUSTRIAS  
DE PROCESOS QUIMICOS

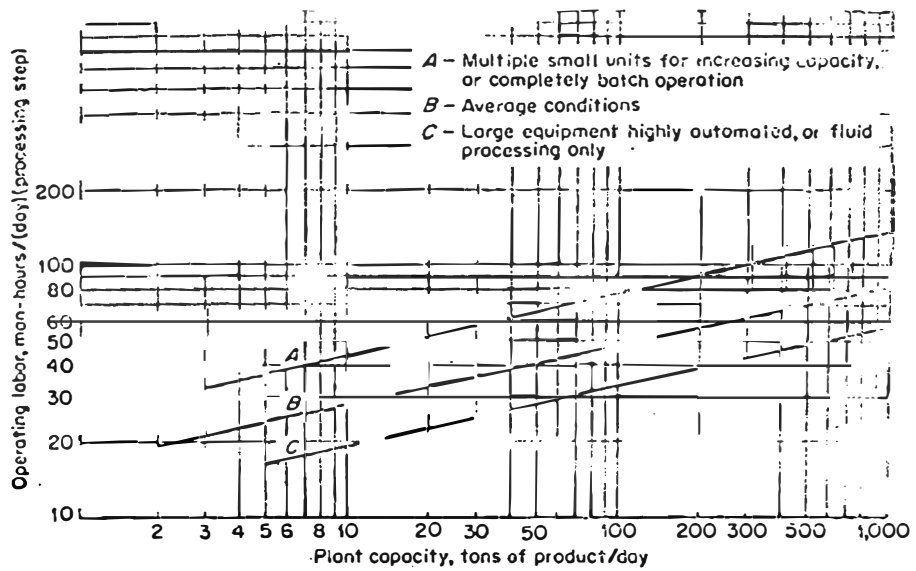


Fig. 4-6. Operating labor requirements for chemical process industries.

sido proporcionado por Alfa Laval para un caldero de 300 psia.

Vapor producido por el caldero =  $3'092,893 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$

$$24 \frac{\text{hr}}{\text{día}} \times 3'092,893 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times \frac{0.454 \text{ Kgr}}{\text{lb}} = 33'700,162 \frac{\text{Kgr}}{\text{día}}$$

Cantidad de combustible = 1'981,569.5 Galones/día

$$\begin{aligned} \text{Costo de combustible} &= 1'981,569.5 \frac{\text{Gal}}{\text{día}} \times 6.6 \text{ S./Galón} \\ &= 13'078,358.7 \text{ S./día} \end{aligned}$$

Costo total de servicios y Energía = S/.14'334,004.5

### 7.1.3 Mano de Obra Directa

Considerando el gráfico XXXI, Ref.(12) se obtiene la mano de obra directa requerida; la planta es automática y tiene dos operaciones básicas, transferencia de calor y destilación.

$$\text{Capacidad} = 2,965.75 \frac{\text{Mol-lb}}{\text{hr}} = 1,637 \text{ Ton/día}$$

para una capacidad = 1,000 Ton/día

Se obtiene del gráfico XXXI

$$58 = \frac{\text{Horas-hombre}}{\text{día} \times \text{N}^\circ \text{de Operaciones básicas}}$$

horas-hombre requeridos =  $58 \times 1 \times 2 = 116 \text{ h-H/día}$

Escalando para la capacidad de 1,637 Ton/día, usando un exponente de escalamiento igual a 0.2

$$\left(\frac{C_1}{C_2}\right)^{0.2} = \frac{(h-H)_1}{(h-H)_2}$$

$$\frac{(1,637)^{0.2}}{1,000} = \frac{h-H}{116}$$

$$\text{horas-hombre/día} = 128$$

$$\text{Hombres requeridos} = \frac{128}{8} = 16 \text{ hombres/día}$$

$$\text{Costo} = 16 \times S/.300 = S/.4,800 / \text{día}$$

#### 7.1.4 Supervisión Directa

El costo de supervisión directa esta generalmente entre el 10% al 25% de la mano de obra directa con sideramos el 20%.

$$\text{Supervisión Directa} = 0.20 \times 16 = 3.2$$

Se necesitan 3 Ingenieros , 1 por cada turno, con un sueldo de S/.20,000.

$$\text{Supervisión Directa} = 3 \times \frac{20,000}{30} = S/.2,000/\text{día}$$

#### 7.1.5. Mantenimiento

Se considera entre 2% al 10% del capital fijo de inversión. Nosotros consideramos el 5%

$$\text{Capital Fijo de Inversión} = 18'545,499$$

$$\text{Mantenimiento} = 18'545,499 \times 0.05 \times \frac{1 \text{ año}}{360}$$

$$\text{Mantenimiento} = \$2,575.76 / \text{día}$$

$$\text{Mantenimiento} = S/.257,576/\text{día}$$

## 7.2 CARGAS FIJAS

### 7.2.1. DEPRECIACION

Se considera el 10% al año del Capital Fijo invertido en Maquinaria y equipo, y el 20% del valor del edificio, para los edificios.

Capital fijo en maquinaria y Equipo = \$14'852,198

$$\text{Depreciación} = 0.1 \times \frac{14'852,198}{360} = 4,125.61$$

Depreciación = \$4,125.61/día

Edificio = 163,590

$$\text{Depreciación} = 0.2 \times \frac{163.590}{360} = \$90.88$$

Depreciación Total = \$4,216.49/día = S/.421,649/día

### 7.2.2 Seguros é Impuestos

Consideramos el 2% del capital fijo invertido.

Capital Fijo Invertido = 18'545,499

$$\text{Seguro é Impuestos} = \frac{0.02 \times 18'545,499}{360}$$

Seguro é Impuestos = \$1,030.30/día

Seguros é Impuestos = S/.103,030/día

Los gastos generales y de administración se considera que están cubiertos por la planta de Etanol - que existía inicialmente antes de la ampliación.



$$\begin{aligned}\text{Costo Total de Producción} &= \text{Costo Directa} + \text{Carga Fija} \\ &= 33'932,521 + 524,679 \\ &= \text{S/}.34'457,200/\text{día}\end{aligned}$$

Luego se podrá evaluar el Costo de Producción por unidad de producto:

$$\text{Producción diaria} = 2'012,840 \text{ lt/día}$$

$$\text{Costo de Producción} = \frac{34'457,200}{2'012,840}$$

$$\text{Costo de Producción} = \text{S/}.17.118/\text{lt}$$

VIII.- APENDICE

VIII.- APENDICE

8.1. PRINCIPIOS MATEMATICOS DE DESTILACION AZEOTROPICA

Considerando dos componentes A y B.

$X_a , X_b$  = composición de A y B en la fase líquida,  
% en moles.

$Y_a , Y_b$  = composición de A y B en la fase vapor en  
equilibrio con la fase líquida.

$\Pi$  = presión total.

$P_a , P_b$  y  $\bar{P}_a , \bar{P}_b$  = presiones de vapor y presiones -  
parciales de A y B.

$\alpha_{ab}$  = volatilidad relativa del más volátil A  
con respecto al menos volátil B.

$\gamma_a , \gamma_b$  = coeficientes de actividad de los compo -  
nentes A y B.

Para componentes A y B que siguen la Ley de Raoult.

Componente A:

$$\bar{P}_a = P_a X_a \quad (1)$$

$$Y_a = \frac{P_a X_a}{\Pi} \quad (2)$$

Componente B:

$$\bar{P}_b = P_b X_b \quad (3)$$

$$Y_b = \frac{P_b X_b}{\Pi} \quad (4)$$

$K_a , K_b$  = factor  $K = \frac{P_a}{\Pi}$  y  $\frac{P_b}{\Pi}$  respectivamente.

Las ecuaciones 2 y 4 pueden escribirse:

$$Y_a = K_a X_a \quad (5)$$

$$Y_b = K_b X_b \quad (6)$$

Ley de Henry

Dividiendo 5 y 6 :

$$\frac{Y_a}{Y_b} = \frac{K_a \cdot X_a}{K_a \cdot X_b} \quad (7)$$

$$\frac{K_a}{K_b} = \frac{Y_a \cdot X_b}{Y_b \cdot X_a} = \frac{P_a}{P_b} = \alpha_{ab} \quad (8)$$

---


$$\alpha_{ab} = \frac{P_a}{P_b} \quad (9)$$


---

Para sistemas que no siguen la Ley de Paoult

Se pueden hacer correcciones en la misma Ley insertando el coeficiente de actividad ( $\gamma$ ).

$$Y_a = \gamma_a \cdot P_a \cdot X_a \quad (10)$$

$$Y_b = \gamma_b \cdot P_b \cdot X_b \quad (11)$$

Despejando:

$$Y_a = \gamma_a \cdot \frac{P_a \cdot X_a}{\Pi} \quad (12)$$

$$Y_b = \gamma_b \cdot \frac{P_b \cdot X_b}{\Pi} \quad (13)$$

Reemplazando 12 y 13 en:

$$\alpha_{ab} = \frac{Y_a \cdot X_b}{X_b \cdot X_a}$$

$$\alpha_{ab} = \frac{\frac{\gamma_a \cdot P_a \cdot X_a}{\Pi} \cdot X_b}{\frac{\gamma_b \cdot P_b \cdot X_b}{\Pi} \cdot X_a} = \frac{\gamma_a \cdot P_a}{\gamma_b \cdot P_b} \quad (14)$$

---


$$\alpha_{ab} = \frac{\gamma_a \cdot P_a}{\gamma_b \cdot P_b} \quad (15)$$


---

Comentarios sobre la ecuación 15:

1.-  $P_a$  y  $P_b$  son cantidades físicas fijadas para una temperatura dada y por tanto no cambian en la ecuación. Si deseamos aumentar la volatilidad relativa  $\alpha_{ab}$  para hacer posible o más fácil una separación, la proporción  $\gamma_a/\gamma_b$  debe ser cambiada. Esto se hace mediante la elección de un solvente el cual será ideal con uno de los componentes y bastante no ideal con el otro. En otras palabras, nosotros deseamos hacer  $\gamma_a$  mucho mayor que  $\gamma_b$ . Esta es la idea básica de la destilación Azeotrópica.

2.- Si el valor  $\gamma_a P_a / \gamma_b P_b$  es menor que 1, puede ocurrir un azeótropo.

3.- Para sistemas ideales y que siguen la Ley de Raoult -  $\gamma_{ab} = 1 = \gamma_a/\gamma_b$  luego  $(P_a/P_b)$  es constante por tanto la volatilidad relativa  $\gamma_{ab}$  es una constante.

En un sistema que sigue la Ley de Raoult:

Para el componente A, su volatilidad relativa ( $\beta$ ) es igual a su presión parcial de vapor en equilibrio con el líquido, dividida por la fracción molar en el líquido:

$$\beta_a = \frac{P_a}{x_a} = P_a$$

o sea la volatilidad del componente A para ese sistema es la presión de vapor del componente puro, y la volatilidad relativa de A con respecto a B es:

$$\alpha_{ab} = \frac{\beta_a}{\beta_b} = \frac{P_a}{P_b}$$

De la ecuación 8 dada anteriormente:

$$\alpha_{ab} = \frac{Y_a X_b}{Y_b X_a} = \frac{Y_a(1-X_a)}{X_a(1-Y_a)}$$

Despejando  $Y_a$ :

---

$$Y_a = \frac{X_a \alpha_{ab}}{1 + (\alpha_{ab} - 1) X_a} \quad (16)$$

---

En esta ecuación se puede usar un  $\alpha_{ab}$  promedio entre todos los  $\alpha_{ab}$  para cada temperatura en el intervalo - en que  $X_a$  va de 0 a 1.0.

Relaciones de equilibrio Vapor-Líquido a altas presiones para sistemas que siguen la Ley de Raoult a bajas presiones.

Comparando gráficos a partir de datos experimentales y gráficos a partir de presiones de vapor, presiones parciales y fugacidades, se ha visto que estas últimas son las que más coinciden al usarlas en vez de presiones. Un buen tratamiento de cálculos de fugacidades está dado por Robinson y Gilliland.

Equilibrio Vapor-Líquido para soluciones no ideales.

La mejor representación de datos de equilibrio vapor líquido es un gráfico de  $\gamma$  (coeficiente de actividad), versus  $X$  (fracción molar en el líquido).

Ecuación de Gibbs - Duhem

A bajas presiones la fugacidad  $f =$  presión ( $p$ ). La ecuación de Gibbs-Duhem para  $\Pi$  y  $T$  constantes se puede

escribir así:

$$X_a \frac{(\partial \ln \gamma_a)}{\partial X_a} \Pi, t + X_b \frac{(\partial \ln \gamma_b)}{\partial X_b} \Pi, t + X_c \frac{(\partial \ln \gamma_c)}{\partial X_c} \Pi, t + \dots = 0$$

...

para mezclas binarias:

$$X_a \frac{(\partial \ln \gamma_a)}{\partial X_a} \Pi, t = - X_b \frac{(\partial \ln \gamma_b)}{\partial X_b} \Pi, t \quad (17)$$

La integración de esta ecuación diferencial para todos los casos es difícil, sin embargo se han hecho estudios para obtener soluciones matemáticas convenientes.

La ecuación de Van Laar es la solución más usada, pero en un cierto número de casos, las ecuaciones de Margules o Scatchard-Hamar son mejores. Quizá las más rigurosas son las ecuaciones de Wohol.

Ecuación de Van Laar

$$\log \gamma_a = \frac{A}{\left[1 + \frac{(AX_a)}{BX_b}\right]^2} \quad (18)$$

$$\log \gamma_b = \frac{B}{\left[1 + \frac{(BX_b)}{AX_a}\right]^2} \quad (19)$$

Propiedad especial, cuando  $X_a = X_b = 0.5$

$$\log \gamma_a/B = \log \gamma_b/A = \frac{A \cdot B}{(A+B)^2} = 1/4$$

$$\log \gamma_a = (1/4) B$$

$$\log \gamma_b = (1/4) A$$

Esto sirve para chequear datos.

Estimación de datos de equilibrio a partir de datos de un azeótropo.

$$\gamma_a = \frac{\Pi Y_a}{P_a \cdot X_a}$$

para un azeotrópo :  $Y_a = X_a$

$$\gamma_a = \Pi / P_a \quad (20)$$

$$\gamma_b = \Pi / P_b \quad (21)$$

Se pueden también aplicar simplificaciones a la ecuación de Van Laar.

### Principales cálculos de diseño para una columna de Destilación Azeotrópica.

Se trata del cálculo de las composiciones de líquido y vapor en equilibrio.

#### Datos requeridos para el estudio de cualquier sistema azeotrópico ternario:

- 1.- Datos de equilibrio vapor-líquido para cada uno de los sistemas binarios.
- 2.- Datos de equilibrio para las 2 fases líquido-líquido del sistema ternario, (ambas a temperatura) ambas a temperatura ambiente (20 - 25°C) y al Pto. de ebullición.
- 3.- Datos de equilibrio Vapor-Líquido para el sistema ternario.

#### Datos de Equilibrio

- 1.- Los datos de equilibrio vapor-líquido para un sistema azeotrópico ternario deben ser correlacionados ploteando los coeficientes de actividad de los 3 componentes.
- 2.- Ploteando los términos de dos de los componentes como por ejemplo  $\frac{X_W}{X_W + X_A}$  para fase vapor y líquido, el tercer componente B es el parámetro.



3.- La volatilidad relativa de pares de componentes debe ser planteada versus la concentración en fase líquida.

Método de la volatilidad relativa

Según la ecuación 15:

$$\alpha_{wa} = \frac{P_w \cdot \gamma_w}{P_a \cdot \gamma_a} = \frac{Y_w \cdot X_a}{Y_a \cdot X_w}$$

$$\alpha_{ba} = \frac{P_b \cdot \gamma_b}{P_a \cdot \gamma_a} = \frac{Y_b \cdot X_a}{Y_a \cdot X_b}$$

Se plotean los datos de volatilidad relativa para cada par de componentes, versus la proporción  $\frac{X_w}{X_w + X_a}$  y --

$\frac{X_b}{X_b + X_a}$ , en cada caso (en la mezcla).

Conociendo  $X_a$ , la volatilidad relativa  $\alpha_{wa}$  es obtenida a partir del gráfico que aparece anteriormente (Gráfico XI) y conociendo  $X_b$  se puede calcular en igual forma  $\alpha_{ba}$  (gráfico XII).

Para el cálculo de  $Y_w$ ,  $Y_a$ ,  $Y_b$ :

de:

$$\alpha_{wa} = \frac{Y_w X_a}{X_w Y_a}$$

$$Y_w = \alpha_{wa} \frac{X_w}{X_a} Y_a \quad (22)$$

de:

$$\alpha_{ba} = \frac{Y_b \cdot X_a}{Y_a \cdot X_b}$$

$$Y_b = \alpha_{ba} \frac{X_b}{X_a} Y_a \quad (23)$$

$$\text{También: } Y_a + Y_w + Y_b = 1.0 \quad (24)$$

A partir de las ecuaciones 22, 23 y 24, se calcula  $Y_a$ :

$$y_a = \frac{1}{(\alpha W a) \left(\frac{x_w}{x_a}\right) + (\alpha b a) \left(\frac{x_b}{x_a}\right) + 1} \quad (25)$$

Esta ecuación es utilizada para los cálculos de la presente Tesis.

## NOMENCLATURA

- $\alpha$  = Volatilidad relativa
- $\lambda$  = Calor latente
- F = Carga a la columna azeotrópica
- n = Número de platos de la sección de enriquecimiento
- m = Número de platos de la sección de agotamiento
- $Q_C$  = Calor en el condensador
- $Q_R$  = Calor en el hervidor
- $l_k$  = Clave ligero
- $h_k$  = Clave pesado
- V = Vapor que sale de un plato de una columna de destilación, en general
- A = Area
- D = Destilado del Sistema
- $W_p$  = Fondos de la columna azeotrópica
- $\mu$  = Viscosidad
- U = Coeficiente global de transferencia de calor
- $\rho_v$  = Densidad de vapor
- $\rho_L$  = Densidad del líquido
- $C_p$  = Calor específico
- R = Relación de reflujo

**IX.- REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS**

IX.- REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

1. R.E.Treybal, "Operaciones con Transferencia de Masa" p.153, Mc Graw-Hill, Inc, 2da. Ed.
2. C.S.Robinson and E.R.Gilliland, "Elements of Fractional Distillation", p.430, Mc Graw-Hill, Inc.
3. D.Q.Kern, "Process Heat Transfer",p.160, Mc Graw-Hill, 1950
4. C.S.Robinson and E.R. Gilliland, "Elements of Fractional -- Distillation", p.314, Mc Graw-Hill, Inc.
5. W.S.Norman, "Absorption, Distillation and Cooling Towers" - p.366, Longmans C nada Ltd. 1961
6. R.H.Perry and C.H.Chilton, "Chemical Engineers' Handbook", p.3-129,Mc Graw-Hill 5ta. Ed. 1973
7. R.H.Perry and C.H.Chilton, "Chemical Engineers' Handbook" , p.3-84, Mc Graw-Hill 4ta. Ed.
8. The Ohio State University, "Extractive and Azeotropic Dis-- tillation", Chem. Eng. 801
9. R.Weast, "Handbook of Chemistry and Physics", p.D-1, D-21, 49<sup>o</sup> ed. 1968-1969
10. Ethyl Interamerica Corporation, "Use of Alcohol in Motor Gasoline", A Review Report, Julio,12/1974.
11. Kenneth M. Guthrie, Chem. Eng., p.115-142, (March 24,1969)
12. M.S. Peters and K.D. Timmerhaus, "Plant Design and Economics for Chemical Engineers" , p.131, Mc Graw-Hill, 2da. Ed.

13. Chem. Eng. Prog, Agosto, 1964

14. R. Kirk and D.Othmer " Enciclopedia de Tecnología Química", 1° Ed.