

2016



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

**PAQUETE DE INGENIERIA BASICA PARA LA PRODUCCION
DE GLICERINA SINTETICA**

T E S I S

HORTENSIA CAMARA DOMINGUEZ

INGENIERO QUIMICO

1987



**EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA**



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

INDICE

CAPITULO	TITULO	PAGINA
	INTRODUCCION	1
I	CONCEPTOS GENERALES	
	1.0 Generalidades	3
	1.0.1 Antecedentes Históricos	3
	1.0.2 Propiedades Físicas	4
	1.0.3 Propiedades Químicas	5
	1.0.4 Usos	6
	1.0.5 Estándares y Especificaciones	8
	1.0.6 Manejo y Almacenamiento	9
	1.0.7 Factores de Salud y Seguridad	9
	1.1 Procesos Existentes	
	1.1.1 A partir de Propileno	10
	1.1.2 A partir de Alcohol Alílico	12
	1.1.3 A partir de Oxido de Propileno	13
	1.1.4 Por Hidrogenólisis	13
	1.1.5 A partir de H ₂ y CO	15
	1.2 Comparación de los Diferentes Procesos de Obtención	15
	1.2.1 Análisis Técnico	16
	1.2.2 Tabla Comparativa	18
	1.2.3 Análisis Económico	18
	1.3 Selección del Proceso	19
	1.4 Estudio del Mercado de Consumo	21
	1.5 Fases de un Proyecto	23

CAPITULO	TITULO	PAGINA
II	INGENIERIA BASICA	
	2.0 Determinación del Rendimiento según el Proceso Daicel	26
	2.1 Bases de Diseño	30
	2.2 Diagrama de Flujo de Proceso	37
	2.3 Balance de Materia y Energía	39
	2.4 Dimensionamiento de los Equipos de Proceso	
	2.4.1 Reboiler Tipo Kettle	41
	2.4.2 Condensador Tipo Horizontal	43
	2.4.3 Cambiador de Calor	47
	2.4.4 Torre de Reacción-Destilación	51
	2.4.5 Tanque de Balance	56
	2.4.6 Torre Recuperadora de Alcohol Alílico	59
	2.4.7 Torre Recuperadora de Acido Acético	62
	2.4.8 Evaporadores Multiple Efecto	65
	2.4.9 Torre de Arrastre con Vapor	69
	2.4.10 Torre de Separación Eter-Acido	71
	2.5 Documentos Descriptivos	
	2.5.1 Descripción del Proceso	74
	2.5.2 Filosofía Operacional	77
	2.5.3 Criterios de Diseño	79
	2.6 Requerimientos de Servicios Auxiliares	89
	2.7 Hojas de Datos de Equipo	92
III	CONCLUSIONES	108

CAPITULO	TITULO	PAGINA
IV	ANEXOS	
	A. Memorias de Cálculo	111
	B. Tablas	146
	C. Figuras	165
	BIBLIOGRAFIA	192

INTRODUCCION

El primer proceso industrial para la obtención de glicerina, fue a partir de la purificación de lejías jabonosas obtenidas en la saponificación de grasas. Pero a medida que transcurre el tiempo, este proceso no cubre la demanda de la glicerina, ya que los usos de ésta son múltiples, y también debido a que los procesos de saponificación de grasas para la obtención de detergentes están siendo reemplazados por nuevos procesos en que no interviene la saponificación y por consiguiente no hay producción de glicerina.

La demanda de la glicerina y la sustitución de la saponificación dió lugar al desarrollo de otros procesos para la producción de este producto a partir de otras materias primas como son: propileno, cloro, alcohol alílico, ácido peracético, carbohidratos, etc.; y al producto de estos nuevos procesos le denominamos glicerina sintética.

México es un país cuya demanda de glicerina no es cubierta por la producción nacional y tiene que recurrir a las importaciones, es por esto que sería conveniente adaptar en nuestro país un nuevo proceso para satisfacer la demanda nacional y poder en determinado momento y si se presenta la posibilidad de exportar la glicerina.

Para la instalación de una nueva planta química, es necesario conocer todas las alternativas posibles, tanto económica como técnicamente y así seleccionar la más adecuada a las necesidades requeridas. Esto se logra por medio de un estudio de los procesos existentes para la manufactura del producto y una evaluación del proyecto para tomar la mejor decisión en la elección de una alternativa.

Este trabajo no pretende ser un anteproyecto para la instalación

de una planta de glicerina en México, sino que es un estudio sobre los procesos disponibles y una secuencia de los pasos a seguir en el caso de que se quiera implementar un nuevo proceso de producción de glicerina. Entre la secuencia de pasos a seguir se presentan las características generales del producto, un estudio del mercado de consumo, selección del proceso y el diseño preliminar del mismo; sin embargo, se tratarán algunos puntos tales como el costo de materias primas y productos, que de alguna manera fueron herramientas para tomar la decisión final sobre cual de las alternativas es la más recomendable.

CAPITULO I

CONCEPTOS GENERALES

1.0 GENERALIDADES

Glicerina:	glicerol; 1, 2, 3 propanotriol
Fórmula empírica:	$C_3H_8O_3$
Estructura:	$CH_2OHCHOHCH_2OH$
Peso molecular:	92.09
Color:	de amarillento a incoloro
Olor:	sui generis
Consistencia:	viscoso; $\eta = 1499$ cP @ 20 °C
Sabor:	dulce
Estado físico:	líquido higroscópico

1.0.1 Antecedentes Históricos

La glicerina fue descubierta en 1779 por Scheele, químico suizo, que accidentalmente aisló el glicerol mientras calentaba una mezcla de aceite de olivo y litargirio; debido al sabor dulce de la glicerina, Scheele nombró al producto "el principio dulce de las grasas". En 1811, Chevreul nombró al producto "glicerol" de la palabra griega "dulce". En 1823, él obtuvo la primera patente para la producción de ácidos grasos por tratamiento de las grasas con un álcali, hidrolizando el jabón resultante con ácido sulfúrico y recuperando el glicerol del agua. En 1836, Pelouze publicó la fórmula empírica como $C_3H_8O_3$ y la estructura $C_3H_5(OH)_3$ fue establecida por Berthelot y Lucca en 1883.

La reacción de glicerol con ácido nítrico para formar nitroglicerina fue reportada por Sobero, 1846. Veinte o treinta años después, Alfredo Nobel mezcló nitroglicerina con nitrocelulosa, para dar una gelatina explosiva. Es interesante hacer notar que durante este mismo período, Perkin's trabajó en el uso de la glicerina en la industria textil y de pinturas; y Berzelius reportó un producto resinoso obtenido de la combinación de glicerol

y ácido tartárico. En 1856, Bemmelin describió reacciones similares de glicerol con ácido succínico y ácido cítrico. Los productos fueron precursores de las actuales resinas alquídicas.

Durante 1930's, los coproductores de glicerina, en busca de nuevos mercados, introdujeron soluciones de glicerina, que con la adición de inhibidores de corrosión, se utilizaba como anticongelante permanente para el motor de los carros. Además, en esta misma década, se contemplaba la tecnología para la síntesis de glicerina a partir de propileno.

La síntesis de glicerol a partir de propileno se convirtió en una realidad comercial hasta 1948, siendo la Shell Chemical Co., quién puso en funcionamiento la primera planta de glicerina sintética en Houston, Texas. En este mismo período, muchos investigadores estudiaron la posibilidad de producir glicerol por otra variedad de rutas.

1. 0. 2 Propiedades Físicas

Punto de fusión	18. 17 °C
Punto de ebullición	
a 0. 53 kPa ^a (4 mm Hg)	14. 9 °C
a 1. 33 kPa ^a (10 mm Hg)	166. 1 °C
a 13. 33 kPa ^a (100 mm Hg)	222. 4 °C
a 101. 3 kPa ^a (760 mm Hg)	290 °C
Gravedad específica, 25/25 °C	
en vacío	1. 2617
100% glicerol en aire	1. 2620
95% glicerol en aire	1. 2491
Presión de vapor, Pa ^b	
a 50°C	0. 33 Pa (0. 0025 mm Hg)
a 100°C	26. 0 Pa (0. 2 mm Hg)
a 150°C	573. 0 Pa (4. 3 mm Hg)
a 200°C	6100. 0 Pa (45. 8 mm Hg)
η_{sp}^0	1. 47399
Tension superficial a 20 °C mN/m = dyn/cm	63. 4
Viscosidad a 20 °C, mPa*s = cP	1499. 0
Calor específico a 26 °C J/g ^{c,d}	2. 425 J/g (0. 58 cal/g)
Calor de vaporización, J/mol ^d	
a 55 °C	88. 12 J/mol(21. 06 cal/mol)
a 195 °C	76. 02 J/mol(18. 17 cal/mol)
Calor de solución a dilución infinita, kJ/mol ^d	5. 778 kJ/mol(1. 38 kcal/mol)

Calor de formación, kJ/mol^d
Conductividad térmica, WKm*K

667.8 kJ/mol(159.6 kcal/mol)
0.28

- a. kPa * 7.5 = mm Hg
- b. Pa = 133.3 = mm Hg
- c. 99.94% glicerol
- d. J = 4.184 = cal

1.0.3 Propiedades Químicas

Oxidación:

Con dicromato y permanganato → bióxido de carbono y agua
Con ácido periódico → aldehídos ó cetonas
Con peróxido de hidrógeno → ácido fórmico
Con ácido nítrico → ácido glicérico
Con sales → gliceraldehído, formaldehído, acroleína

Reducción:

Con ácido yodídrico → yoduro de isopropilo

Esterificación; (Esteres de ácidos orgánicos)

Hay cinco reacciones generales para la preparación de ésteres de glicerol:

Con ácido (esterificación) → éster
Con éster (alcoholisis) → éster
Con éster (transesterificación) → éster
Con halohidrina o sulfato y sal metálica o jabón → éster
Con ácido clorhídrico
o anhídrido ácido → éster

Esteres de ácidos inorgánicos:

Los ésteres del glicerol de los haluros de hidrógeno se conocen como halohidrinás de glicerol. En cualquier preparación de las halohidrinás a partir de glicerol y el correspondiente ácido se obtiene una mezcla de mono- y dihalohidrinás.

Esterificación:

Debido a sus tres grupos hidróxido, el glicerol puede formar mono-, di-, y triéteres. Esto puede ser éteres de glicerol con él mismo (poliglicerol), o mezclas de éteres de glicerol con otros alcoholes.

Aminación:

Las aminas de glicerol se forman por el reemplazo de uno o mas de los grupos hidroxilo por grupos amina, lo cual se logra con un exceso de amoniaco.

Acetales:

El acetal de glicerol, se forma por la condensación de glicerol con aldehídos y cetonas, y son compuestos heterocíclicos que muestran isomerización estructural, geométrica y óptica.

Deshidratación y pirólisis:

La deshidratación del glicerol puede formar un número de productos, pero el principal es la acroleína.

1.0.4 Usos

Debido a sus propiedades, la glicerina tiene un extraordinariamente amplio rango de usos:

Adhesivos. - El glicerol es un ingrediente indispensable debido a sus propiedades plásticas y de penetración que hacen la capa de adhesivo mas fuerte y flexible.

Agricultura. - Se puede aplicar en sprays, lavados o baños en conjunto con formaldehído. Alternativamente, se puede usar para la formulación o síntesis de nuevos pesticidas o herbicidas.

Anticorrosivo. - Es un agente útil para la prevención de la corrosión metálica. Otra, pero interesante forma en la que la capacidad protectora del glicerol puede ser aplicada, es para la reducción o inhibición de la corrosividad de los combustibles.

Anticongelante. - Su bajo punto de congelación, buena conductividad y un extenso rango de compatibilidad hacen al glicerol un agente anticongelante ideal.

Cemento y laúd. - La incorporación de glicerol al cemento o mortero, puede dar efectos benéficos como son:

- a) Retardar la hidratación y establecimiento
- b) Prevención de eflorescencia
- c) Impermeabilización

Especialidades químicas. - Aerosoles, lustrador de muebles, pulidor de coches, pulidor de metales, preparación especial de cosméticos, etc.

Cosméticos. - Es uno de los componentes más utilizado en los cosméticos, debido a que el glicerol puede actuar como emoliente, solvente, lubricante, humectante, etc.

Explosivos. - Grandes cantidades de glicerol son requeridas para la manufactura de nitroglicerina, uno de los mas potentes explosivos.

Fluídos extinguidores de fuego. - La incorporación de algo de glicerina en los fluídos extinguidores de fuego acarrea un número de ventajas:

- a) Mejora las características de humectación del fluído
- b) Retarda la evaporación de la capa de fluído que cubre al material que se está quemando
- c) Realza la estabilidad de las espumas

Comida. - A parte de ser nutritivo, posee un útil grado de actividad superficial y puede ser utilizado ya sea en su estado libre o como material para la preparación de un sinnúmero de derivados.

Líquido de frenos hidráulicos. -

- a) Permanecerá en la condición severa a la cual se someta
- b) Tendrá un bajo radio de compresión
- c) No atacará la superficie con la cual incide

Papel. - En esta función, el glicerol puede actuar como:

- a) Humectante
- b) Plastificante y suavizante
- c) Realzar la resistencia al calor y al frío
- d) Una barrera contra grasa y solventes

Preparaciones farmacéuticas y dentales. - Frecuentemente se lista como un ingrediente esencial de preparaciones oficiales en los códigos farmacéuticos.

Pintura. - En esta industria toma el papel de plastificante, controlador de humedad.

Resinas. - Esto constituye uno de los mas importantes usos del glicerol; perteneciendo a esta categoría las resinas de ácido ftálico y maleico, poliuretanos y resinas epóxicas.

1. 0. 5 Estándares y Especificaciones

Químicamente pura.

Ensayo:	concentración del 98 al 100%
Gravedad específica:	1. 255 - 1. 260
Arsénico:	no mayor a 4 ppm
Metales pesados (Pb):	no mayor a 1 ppm
Cenizas:	0. 01%

Grado A. "U. S. P. "

Ensayo:	no debe contener menos del 95% de $C_3H_8O_3$
Color:	no debe ser mas oscuro que el color de un estandard hecho por dilución de 40 cc de cloruro férrico con agua hasta 50 cc.

Residuos después de

ignición:	no mayor a 5 mg.
Gravedad específica:	1. 249
Arsénico:	2 partes por millón
Cloro:	30 ppm
Metales pesados:	5 ppm

Grado B. "Alta gravedad". (Dinamita)

Apariencia:	debe ser clara y libre de material suspendido.
Color:	en base a un patrón
Olor:	debe ser ligero y característico al grado de glicerina especificado
Gravedad específica:	no menor a 1. 2620 a 15. 5/15. 5 °C
Cenizas:	no mayor al 0. 10%
Cloruros:	no mayor al 0. 01% volumétrico

Grado C. Glicerina "amarilla-destilada".

Apariencia;	debe ser clara y libre de material suspendido.
Color:	en base a un patrón
Olor:	no debe ser desagradable
Gravedad específica:	no menor de 1.2550 a 15.5/15.5 °C
Cenizas:	no mayor al 0.02%
Cloruros:	no mayor al 0.01%

1.0.6 Manejo y Almacenamiento

La mayoría del glicerol crudo es embarcado en carros tanque o autotanques.

La glicerina refinada de grado Q. P. o U. S. P. es embarcada a granel en carros tanque, que son usualmente de acero inoxidable, aluminio o barnizados; mientras que el glicerol puro tiene una pequeña tendencia corrosiva, puede ser embarcado en carros tanque de acero al carbón. La temperatura óptima de bombeo es entre 37 - 48 °C. La tubería debe ser de acero inoxidable, aluminio o hierro galvanizado. Las válvulas y bombas de bronce, hierro o acero inoxidable.

Para recibir glicerol de carros tanque de 30.3 m³, un tanque de almacenamiento de 38 - 45 m³ de capacidad debe ser empleado, preferentemente de acero inoxidable (304 o 316) o aluminio. El glicerol no corroe seriamente los tanques de acero a temperatura ambiente, pero debido a su poder higroscópico, puede tener algún efecto en las especificaciones. De aquí que, los tanques deben ser sellados con una trampa de aire.

1.0.7 Factores de Salud y Seguridad

El glicerol, es generalmente reconocido como seguro y puede ser utilizado para propósitos generales como aditivo de alimentos, y es permitido en ciertos materiales para empaque de alimentos.

Otros estudios han demostrado que grandes cantidades de glicerina Q. P. sintética y natural pueden ser administrados oralmente a animales experimentales y al hombre sin la aparición de efectos adversos. La administración intravenosa de soluciones conteniendo 5% de glicerol a animales y humanos, se encontró que no intoxica o presenta efectos indeseables.

- Factores de seguridad

Punto flash	
copa abierta	177 °C
copa cerrada	199 °C
Punto de fuego	204 °C
Temperatura de autoignición	370 °C
Dosis letal al 50% de una población específica (ratones)	
vía oral	470 mg/Kg
vía subcutánea	10,000 mg/Kg
vía intravenosa	4,250 mg/Kg

Nota: Puede causar cambios irreversibles o reversibles al tejido expuesto, mas no un daño permanente o la muerte. Puede causar considerables molestias.

1.1 PROCESOS EXISTENTES

1.1.1 A Partir de Propileno

a.1 Proceso Shell. Vía cloruro de alilo.

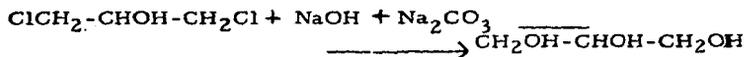
Este proceso es aplicado comercialmente en las plantas de la Shell Chemicals de Houston y Rotterdam. Un proceso similar es utilizado en la Dow Chemical en E. U. y por Solvay en Francia. La clave del proceso es que el propileno puede ser convertido directamente a cloruro de alilo por la cloración del propileno a alta temperatura en fase vapor. La cloración se lleva a cabo a aproximadamente 500 °C usando una relación cloro:propileno de 1:5. Ambas condiciones son de definitiva importancia. Temperaturas menores disminuirán el rendimiento del cloruro de alilo mientras que altas temperaturas podrían provocar carbonización. Con un tiempo de residencia de solo 1.5 seg, rendimientos hasta del 80% de cloruro de alilo, basado en la alimentación de propileno, se puede obtener.



El segundo paso es la conversión del cloruro de alilo a diclorohidrina, esto se logra introduciendo el cloruro de alilo en una solución de ácido hipocloroso a temperatura ambiente, con un rendimiento del 90% de diclorohidrina basada en el cloruro de alilo.



La glicerina se obtiene por la sustitución de los átomos de cloro por grupo hidroxilo, lo cual se logra tratando la diclorohidrina con una solución conteniendo 10% NaOH y 1% de Na_2CO_3 a 150°C por un período de 30 seg. Un rendimiento del 90% puede ser asegurado por este método.



En la figura 1 se muestra el diagrama de bloques correspondiente a este proceso.

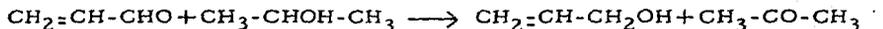
a. 2 Proceso Shell. Vía Acroleína.

La síntesis de glicerina vía acroleína y alcohol alílico es también aplicada por la Shell Chemical Co., USA, en una planta en Norco, Louisiana, que empezó a funcionar en 1959.

Una mezcla de propileno con un ligero exceso de vapor se hace reaccionar con 25% de oxígeno basado en el peso del propileno. La reacción se lleva a cabo sobre una cama fija de catalizador basado en Cu_2O , soportado en silicón u otro soporte conductor térmico. La presión de reacción puede ser de 1 a 10 atmósferas y la temperatura entre 300 y 400°C . El rendimiento de acroleína es cerca del 86% del propileno consumido.



El siguiente paso es la conversión de acroleína a alcohol alílico, esto se logra mezclando la acroleína con isopropanol. La mezcla de vapores conteniendo 2 a 3 moles de alcohol alílico por mol de acroleína es pasada a través de una cama de catalizador conteniendo MgO y ZnO . La reacción se lleva a cabo aproximadamente a 400°C y se obtienen rendimientos del 77% de alcohol alílico basado en la carga de acroleína, además de una cantidad adicional de acetona que es formada en el paso de oxidación del isopropanol.



La conversión de alcohol alílico en glicerol está usualmente acompañado por la hidroxilación de la doble ligadura con H_2O_2 . Un gran exceso de peróxido de hidrógeno es requerido, y la temperatura de reacción debe ser mantenida entre 50 y 100°C . General-

mente, un tiempo de contacto de 2 a 6 hr. es requerido para que se lleve a cabo la reacción. El catalizador, ácido p-toluen-sulfónico, es usado en cantidades del 5 al 12% con respecto al propileno. El rendimiento final de glicerol, basado en el peróxido es 57%.



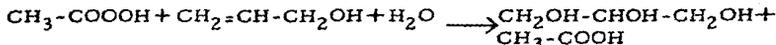
En la figura 2 se muestra el diagrama de bloques correspondiente a este proceso.

1. 1. 2 A Partir de Alcohol Alílico.

b. Proceso Daicel.

Este proceso de la Daicel Ltd. consiste en la producción de glicerina por la reacción de alcohol alílico y ácido peracético.

El ácido peracético en acetato de etilo (debido a que el ácido peracético es obtenido industrialmente en solución con ciertos carboxilatos alifáticos como es el acetato de etilo), el alcohol alílico y el agua son alimentados continuamente a una columna de reacción-destilación, la cual se encuentra operando bajo presión reducida (100 - 150 mm Hg) para mantener una temperatura de (40 - 70 °C) en la zona de reacción. El calor exotérmico de la reacción es removido por la destilación azeotrópica del sistema acetato de etilo - agua. Obteniéndose un rendimiento del 92% con un tiempo de residencia de 135 min.



Las características de este proceso debido a que la columna de reacción-destilación está especialmente diseñada es que 1) la mezcla en la columna medianamente reacciona; 2) el glicidol difícilmente se polimeriza; 3) escasamente se produce peróxido de hidrógeno; 4) el acetato de etilo a su vez se hidroliza, y 5) el calor exotérmico de la reacción efectivamente trabaja removiendo el acetato de etilo del sistema de reacción. Además, la columna de reacción-destilación reúne funciones como columna de extracción-destilación; y como resultado, no hay alcohol alílico contenido en el acetato de etilo recuperado.

En la figura 3 se muestra el diagrama de bloques correspondiente a este proceso.

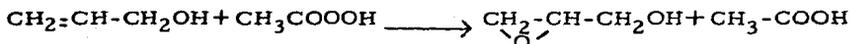
1. 1. 3 A Partir de Oxido de Propileno.

c. Proceso FMC.

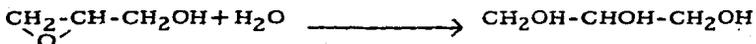
Este proceso es utilizado por la Corporación FMC en su planta construída en Bayport, Texas. La ruta aplicada es la isomerización del óxido de propileno sobre un catalizador de fosfato de litio a 200 - 250 °C para obtener alcohol alílico. Un corto tiempo de residencia es utilizado para minimizar futuras isomerizaciones a propionaldehído. Un rendimiento de 80 - 90% de alcohol alílico puede ser factible.



Después del paso de isomerización, el alcohol alílico se hace reaccionar con ácido peracético para formar glicidol. Esta reacción no requiere de catalizador y se lleva a cabo en forma líquida a temperatura y presión ordinaria, obteniéndose además una cierta cantidad de ácido acético.



La conversión final a glicerina involucra una simple hidrólisis del glicidol. La purificación es similar a la utilizada en otras rutas. Con un rendimiento del 93% y tiempo de contacto 3 hr.



En la figura 4 se muestra el diagrama de bloques correspondiente a este proceso.

1. 1. 4 Por Hidrogenólisis.

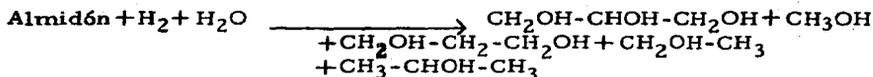
La hidrogenólisis es un proceso simultáneo de craqueo catalítico e hidrogenación. Potencialmente, una gran cantidad de glicerol puede ser producido sometiendo algunos materiales fáciles de conseguir, como los mono- y polisacáridos, almidón, etc.

d. 1 Proceso Hydrocarbon Research. A partir de almidón.

La glicerina se puede obtener mediante un proceso multi-

etapas por la conversión catalítica de almidón conteniendo polímero de amilosa 25%, y un líquido de arrastre 75%, los cuales son tratados a una temperatura de 300 - 350 °F y a una presión parcial de hidrógeno de 1500 - 2500 psia, utilizando una cama de cobalto en sílice-alúmina, teniendo un 50% de expansión y un espacio velocidad de 1. El agua y la solución de productos de reacción se pasan a otro reactor donde se tratarán a una temperatura de 350 - 400 °F y una presión parcial del hidrógeno de 1500-2500 psia, usando un catalizador de níquel en alúmina, a un espacio velocidad de 1.2 y un tiempo de residencia de 3 hr.

Por último, el agua y los productos de reacción, se pasan a otro reactor, otras condiciones son temperatura 390 °F, presión parcial de hidrógeno de 1700 psia y un espacio velocidad de 1.2. Bajo estas condiciones el almidón es convertido en : glicerol, 50%; propilénglicol, 20%; metanol, etanol e isopropanol, 20%; otros y pérdidas 10%.



En la figura 5 se muestra el diagrama de bloques correspondiente a este proceso.

d. 2 Proceso Forest Products Lab. A partir de Sorbitol.

En este proceso, la glicerina se obtiene mediante la reacción del sorbitol con hidrógeno a una temperatura de 215 °C y bajo una presión de 2000 psi. El proceso consiste en un reactor internamente agitado con la solución de sorbitol y un catalizador de níquel, al cual se le hace fluir un exceso de hidrógeno. En esta hidrogenólisis, se obtiene un rendimiento del 40% con un tiempo de residencia de 2.5 hr.

Una serie de reacciones simultáneas ocurren, en la cual la cadena de carbonos es reducida a 2 cadenas de glicerol, pero a su vez se obtiene un arreglo 5,1 a xilitol y metanol; y un arreglo 4,2 a eritritol y etanodiol.



En la figura 6 se muestra el diagrama de bloques correspondiente a este proceso.

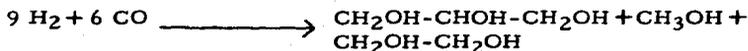
1.1.5 A Partir de H₂ y CO.

e. Proceso Institut de Chimie.

La síntesis directa de glicerol a partir de monóxido de carbono e hidrógeno, puede realizarse con un catalizador de rodio a altas presiones (1000- 4000 bar) y temperatura de 250 °C en catálisis homogénea. De entre los catalizadores de rodio, el mejor parece ser el cluster Rh₆(CO)₁₆; los catalizadores de cobalto son menos reactivos. Un incremento en la presión, y una relación estequiométrica aproximada 1:1 de CO:H₂, y la adición de algunas sustancias conduce a un óptimo rendimiento de glicerina.

Los principales productos de la reacción (frecuentemente sobre el 90%) son tres alcoholes: etilénglicol, glicerol y metanol. Como subproductos se obtienen pequeñas cantidades de metano, trazas de CO₂, agua, metilformiato, etanol, propanol, monoglime, 2-metoxietanol, dietilénglicol, mono- y diacetato de etilénglicol, todo esto con un tiempo de residencia de 5 hr.

Entre los diversos parámetros que afectan la conversión a glicerol, debe hacerse notar que es necesario usar presiones arriba de 1000 bar para realizar la síntesis.



En la figura 7 se muestra el diagrama de bloques correspondiente a este proceso.

1.2 COMPARACION DE LOS DIFERENTES PROCESOS DE OBTENCION

Cada uno de los procesos descritos anteriormente, tienen una serie de características que los convierte en una alternativa factible para la selección definitiva.

Con el fin de establecer cual de los procesos es el mas conveniente, se hará una comparación entre ellos en base a las características y variables que los distinguen. Para este efecto, nos basaremos en:

1) Análisis técnico; el cual involucra:

- Criterios
- Facilidad de operación
- Flexibilidad
- Seguridad

2) Tabla comparativa, para obtener:

- Ventajas
- Desventajas

3) Análisis económico, nos ayuda a analizar:

- Inversión
- Utilidad

1.2.1 Análisis Técnico

El análisis técnico es una evaluación simple de las diferentes variables del proceso, como son: presión, temperatura, número de reacciones, etc. Cuando se tienen una serie de reacciones se toma el valor más crítico de las variables.

Esta evaluación se hace dándole a cada variable una escala relativa y dependiendo de la importancia que tiene ésta en el proceso. La escala será aplicada en base a que tanto afecta la misma al proceso, teniendo mayor valor aquella que no necesita un tratamiento especial.

Criterios de evaluación:

<u>Variable</u>	<u>Escala</u>	<u>Asignación a la variable</u>	<u>Puntos</u>
Presión	0 - 10	Atmosférica	10
		Alta	5
		Vacío	0

La presión es un parámetro importante, ya que se relaciona directamente con el espesor del equipo y por consiguiente con el costo del mismo.

<u>Variable</u>	<u>Escala</u>	<u>Asignación a la variable</u>	<u>Puntos</u>
Temperatura	0 - 8	Ambiente	8
		Alta	4
		Baja	0

Parámetro ligeramente menos importante pero que influye directamente en el diseño y costo del equipo.

Variable	Escala	Asignación a la variable	Puntos
Tiempo de reacción	0 - 3	Mínimo	3
		Máximo	0

El tiempo de reacción debido a que solamente influye en el tamaño del reactor(es) se le asigna una escala menor.

Variable	Escala	Asignación a la variable	Puntos
Catalizador	0 - 6	No utiliza	6
		1	4
		2	2
		3	0

El catalizador puede incrementar altamente el costo de producción del producto.

Variable	Escala	Asignación a la variable	Puntos
Rendimiento	0 - 10	Máximo	10
		Mínimo	0

Este parámetro influye directamente en la cantidad de producto que se obtendrá, y por consiguiente, si es conveniente o no el proceso.

Variable	Escala	Asignación a la variable	Puntos
No. de reacciones	0 - 8	1	8
		2	4
		3	0

Se relaciona con el número de equipos de reacción y con la cantidad de equipos de separación.

Variable	Escala	Asignación a la variable	Puntos
No. de equipos de reacción	0 - 8	1	8
		2	4
		3	0

Dependiendo de el número de reacciones, se verá incrementada la inversión por concepto de compra de equipo.

<u>Variable</u>	<u>Escala</u>	<u>Asignación a la variable</u>	<u>Puntos</u>
Toxicidad	0 - 3	Menos tóxico	3
		Mas tóxico	0

<u>Variable</u>	<u>Escala</u>	<u>Asignación a la variable</u>	<u>Puntos</u>
Contaminación	0 - 3	Menos contaminante	3
		Mas contaminante	0

Estos dos puntos influyen en la seguridad para el manejo de los reactivos.

<u>Variable</u>	<u>Escala</u>	<u>Asignación a la variable</u>	<u>Puntos</u>
Corrosión	0 - 2	Menos corrosivo	2
		Mas corrosivo	0

Provoca un ligero incremento en el espesor y costo del equipo, o un cambio en los materiales de construcción.

En la tabla no. 1 se muestran los resultados de este análisis técnico.

1. 2. 2 Tabla Comparativa

Nos da una visión general de los procesos, ya que se mencionan las ventajas y desventajas mas significativas de cada uno. Además, será de gran ayuda para realizar la selección del proceso definitivo.

La tabla no. 2 muestra los resultados obtenidos.

1. 2. 3 Análisis Económico

Este análisis aunque no es riguroso nos da una idea de la factibilidad del proceso en cuanto a si obtendremos utilidades o no.

Consiste en la investigación de costos de materias primas y productos, y mediante un balance estequiométrico de la reacción, obtener la relación de libras de materia prima a alimentar para tener al final del proceso una libra de producto. El

costo del producto(s) menos el costo de reactivos, nos va a dar como resultado la utilidad ó pérdida que obtendremos con ese proceso.

Asimismo, mediante la relación de Peters, que es el costo de reactivos por unidad de producto entre el costo de venta por unidad de producto, podemos darnos cuenta de cual de todos los procesos es conveniente, ya que esta relación debe ser aproximadamente de 0.5 .

Realizando este análisis para cada proceso, excepto para el proceso Hydrocarbon Research por falta de información, se reportan los resultados en la tabla no. 3.

1.3 SELECCION DEL PROCESO

La selección del proceso es una parte importante en la Ingeniería de Proceso, que consiste de un análisis de la ingeniería (técnico) como de la economía; tanto el análisis como la optimización, se utilizan como herramientas para efectuar evoluciones técnicas y económicas con vías a que los procesos logren sus objetivos en forma óptima.

Para llevar a cabo un buen procedimiento de diseño, se debe realizar un análisis detallado de las alternativas y una toma de decisiones, que nos servirá para encontrar la mejor alternativa entre todas las que se analicen.

La síntesis de procesos, requiere la búsqueda sobre las diferentes alternativas de configuración; sin embargo, mientras la optimización de procesos usando técnicas matemáticas de programación está convirtiéndose en una herramienta básica para el diseño, la falta de orientación teórica puede entorpecer la síntesis de la estructura de procesos. En consecuencia, el diseño de procesos se efectúa en forma empírica y análoga con otros procesos, reforzándose por herramientas matemáticas mecanizadas.

En todas las técnicas de síntesis, las decisiones se toman sobre una base algorítmica y/o heurística. Las decisiones basadas en la heurística no garantizan que la solución sea óptima, pero son rápidas y en general dan soluciones adecuadas; las decisiones basadas en algún algoritmo, por el rigor matemático que las caracteriza, garantizan una solución óptima, pero consumen mucho tiempo y son a menudo tediosas.

Para efectos de este trabajo, solo se tomó la síntesis heurística que se considera cumple con los objetivos; ya que no se dispone de un sistema mecanizado para ratificar las decisiones heurísticas, además que se presenta una evaluación económica superficial, ya que se da por hecho que es económicamente viable, además de no ser la finalidad primordial de este trabajo.

Los pasos que se siguieron para la selección del proceso fueron:

A. Selección de la ruta química

Se detectan las posibles alternativas de reacción que pueden llevar al producto deseado, mediante el análisis de las condiciones de reacción, como son:

- a. Catalizador
- b. Fase
- c. Temperatura
- d. Presión
- e. Rendimiento

Además de un análisis muy simple entre los costos de materias primas y producto(s).

B. Análisis técnico

Es la evaluación de las diferentes variables de cada proceso, se toma como aceptable aquella en la que sus condiciones son menos críticas.

C. Ventajas y desventajas de los procesos

Además de tomarse en cuenta las características analizadas en el análisis técnico, también se estudia la toxicidad, seguridad y algunos otros aspectos de las materias primas y subproductos que se formen.

Aplicando los puntos anteriores a los diversos procesos de producción, en las tablas nos. 1, 2, 3 se muestran las evaluaciones y resultados obtenidos.

De aquí que, el proceso que presenta mayores ventajas para la obtención de glicerina sintética y el desarrollo de la Ingeniería Básica, es el proceso Daicel, debido a que:

- No utiliza catalizador
- Tiene muy buen rendimiento
- Se obtiene ácido acético como subproducto que puede comercializarse.

Y en general, sus variables de operación no son tan críticas como en el resto de los procesos analizados.

1.4 ESTUDIO DEL MERCADO DE CONSUMO

En México, la glicerina se produce a partir de la purificación de las lejías jabonosas obtenidas de la saponificación de grasas animales y vegetales, y esta producción no alcanza a satisfacer la demanda exigida por el país, por lo que se recurre a las importaciones, aunque se cuenta también con algunas exportaciones; las cuales contribuyen a aumentar la demanda en la producción nacional de glicerina.

En la tabla no. 4 se presenta el panorama del mercado de consumo de glicerina, y se puede apreciar un aumento continuo en su producción, esto podría sugerir que en un futuro la demanda de glicerina podría ser cubierta por la producción nacional, pero debe recordarse que en México la glicerina se obtiene como subproducto, y como tal, su producción está sujeta a la demanda del producto principal: jabón. Pero la influencia de los detergentes modernos está provocando una disminución en la producción de glicerina.

De esta manera se puede apreciar que la glicerina sintética sería una solución a la demanda nacional, y aún mas podría ampliarse para continuar con las exportaciones.

Ajustando los valores del consumo aparente, por el método de mínimos cuadrados, se obtiene la tendencia de consumo de la glicerina, la cual se representa en la Fig. No. 29. Esto no es más que una linealización de los valores del consumo aparente, que se utiliza para poder establecer cual será el consumo esperado en años futuros.

Ya que se ha analizado el consumo de la glicerina, es conveniente analizar la localización de las materias primas, los consumidores de glicerina y los probables lugares de localización de la planta.

a. Localización de materias primas.

Las materias primas a utilizar son el alcohol alílico que se obtiene de la isomerización del óxido de propileno. El petróleo, como recurso natural en nuestro país, es una excelente fuente de propileno, lo cual significa que su accesibilidad no es problemática, además que su costo es bajo.

Por otra parte, el ácido peracético se obtiene por oxidación de acetaldehído. Este último es producido únicamente por PEMEX, y sus estadísticas indican un aumento constante en su producción.

b. Consumidores de glicerina.

Analizando los usos de la glicerina, se puede indicar que los consumidores de este producto son: los fabricantes de adhesivos, cosmético, anticongelantes, así como la industria del papel, pesticidas, flúidos extinguidores de fuego, y principalmente los productores de explosivos.

c. Localización de la planta.

Realizando una investigación en el Plan de Desarrollo Industrial de la Secretaría de Programación y Presupuesto, se encontró que las zonas prioritarias para el establecimiento de industrias que se recomiendan son: Guadalajara, Querétaro, Michoacán, Baja California y zonas circunvecinas, todas éstas localizadas fuera de la ciudad de México. De aquí que se seleccionó la Ciudad de Querétaro para establecer la planta de producción de glicerina sintética, debido a que en la zona se tienen los servicios de agua, electricidad, vías férreas, carreteras que comunican con los consumidores del producto y los distribuidores de materias primas y principalmente por encontrarse cerca de la Ciudad de México, que es la zona de mayor comercio de la República Mexicana.

1.5 FASES DE UN PROYECTO

Un proyecto es una serie de actividades encaminadas a construir una planta para obtener un producto de determinadas características.

La secuencia de éstas actividades es la siguiente :

A. Estudio de Factibilidad del Proyecto.

Este va encaminado a determinar la conveniencia técnico-económica de elaborar un producto, para lo cual se requiere desarrollar desde el estudio del mercado, el costo de la planta, el costo de fabricación del producto y obtener el precio de venta de éste. En esta fase se definen algunas características del proyecto, tal como: capacidad y localización de la planta, características de materias primas y productos, que forman parte de las Bases de Diseño.

B. Desarrollo de la Ingeniería Básica.

La ingeniería básica del proceso es aquella ingeniería que se refiere a saber como se elabora un producto (know-how) y se adquiere por diferentes medios:

1. Cuando se trata de un proceso de dominio público puede contratarse con una firma de ingeniería.
2. Cuando se trata de procesos que requieren del pago de regalías por el uso de una determinada patente, normalmente se acude a licenciadores extranjeros.

Si las condiciones comerciales son atractivas, tratándose de un proceso en el cual se cuente con buena experiencia, la selección es fácil, si no existen las condiciones anteriores o se trata de la fabricación de un producto nuevo la selección se lleva a cabo, mediante ofertas obtenidas, un estudio técnico-económico para determinar la inversión inicial, los gastos de operación y las condiciones técnicas en cada caso.

La documentación que forma el Paquete de Ingeniería Básica es como mínimo la siguiente:

1. Descripción Detallada del Proceso.

Se debe preparar una descripción escrita, breve, pero completa

de la operación de la planta. Esta descripción sirve como información para el desarrollo del diseño final.

2. Diagrama de Proceso, donde se incluyan balances de materia y energía y condiciones de operación.

Este diagrama debe mostrar todas las operaciones requeridas para la producción de la cantidad y calidad deseadas del producto acabado. Debe estar dibujado de manera que el flujo y las operaciones del proceso destaquen de inmediato. Esto se logra utilizando frecuentes flechas para indicar la dirección del flujo. Únicamente se ilustran instrumentos esenciales al control del proceso y se usan símbolos convencionales para la identificación de los equipos.

Por otra parte, deben hacerse balances de materia y energía alrededor de cada unidad, y los resultados obtenidos registrarse de una manera ordenada de tal modo que puedan ser empleados para los muchos cálculos de diseño de equipo u para el establecimiento de especificaciones.

3. Lista de Equipo Básico.

En esta lista se presentan ciertos datos pertinentes del diseño del proceso, tales como la capacidad en servicio de cambiadores de calor, datos de diseño de recipientes, etc.

4. Hojas de Datos de los Equipos Básicos, y en caso de equipos críticos en la operación de la planta, especificaciones detalladas y dibujos si se requieren para la fabricación de éstos, tales como en el caso de reactores.

Las especificaciones de cada equipo deben resumirse de una manera ordenada en formas desarrolladas específicamente para cada equipo. Estas formas aseguran nitidez en la presentación y evitar pasar por alto algunos datos importantes de la información para que sean integradas dentro del diseño completo de la planta.

5. Consumo Estimado de Servicios Auxiliares.

Agua. El establecimiento de las necesidades de agua para presente y para futuro, nos ayuda a ver de que manera se va a satisfacer la

cantidad requerida, así como la calidad de la misma.

Energía eléctrica. La cantidad a consumir nos ayudará a establecer si la fuente de suministro será por medio de los servicios públicos o si será generada dentro de la planta, así como el sistema de distribución, frecuencia, tensión, número de fases, acometida factor de potencia y número de conductores.

Combustible. El consumo de combustible debe ser establecido para determinar las necesidades de almacenamiento, ya que generalmente su distribución no está al alcance de nosotros y así evitar el paro de la planta por falta de combustible.

6. Consumo y Especificaciones de Reactivos Químicos y Catalizadores.

El conocimiento del consumo de éstos materiales son esenciales ya que se deben establecer adecuadas zonas de almacenamiento y así establecer el buen funcionamiento de la planta, además de investigarse si la producción de la materia prima es nacional o extranjera.

C. Desarrollo de la Ingeniería de Detalle.

La ingeniería de detalle se puede definir como la parte de la ingeniería de proyectos en la cual se desarrollan las especificaciones de los equipos y se elaboran dibujos y además documentos de ingeniería con los cuales es posible adquirir los equipos, maquinaria y materiales requeridos y llevar a cabo la construcción de la planta y las instalaciones auxiliares requeridas.

El desarrollo de la ingeniería de detalle está fundamentado en la ingeniería básica, en las normas y las bases de diseño.

D. Adquisición de Equipos y Materiales.

La adquisición de los componentes de una planta está dividida en dos grupos, estos son el de los equipos y el de los materiales.

La adquisición de equipos denominado con mucha frecuencia procura, está dividida en cuatro fases:

1. Compra de equipos y materiales que consta de las siguientes actividades:

- a. Solicitud de cotización
- b. Preparación de tablas comparativas
- c. Preparación de los documentos de compra

2. Inspección.

Nos sirve para asegurar que el fabricante cumpla con los requerimientos mínimos de calidad que se establecen en los documentos de ingeniería.

3. Expeditación.

En la expeditación de la fabricación de los equipos y materiales se debe vigilar que la fabricación se desarrolle de acuerdo al programa previamente establecido.

4. Tráfico.

El departamento de tráfico está encargado de hacer los arreglos y supervisión de los embarques de los equipos y materiales, una vez aceptados por el departamento de inspección.

E. Construcción

Podemos decir que el cumplimiento de los programas de construcción depende principalmente de los siguientes factores:

1. Asignación de recursos financieros destinados a la obra, de acuerdo con el programa establecido.

2. Calidad de ingeniería.

3. Control de calidad de equipos y materiales

4. Cumplimiento de los programas de ingeniería

5. Cumplimiento de los programas de abastecimiento de los materiales

6. Capacidad de contratista de la obra

7. Capacidad del grupo supervisor de la construcción

Una vez asignados los recursos financieros a tiempo, el factor que más incide en el atraso de la terminación de la construcción, es el suministro de materiales.

F. Pruebas y Arranque de la Planta.

En los arranques de plantas de proceso surgen los errores y omisiones originadas en la ingeniería, fabricación de equipos y materiales y construcción, para disminuir los problemas en la hora del arranque, deben tomarse medidas tendientes a detectar los errores y omisiones con la mayor anticipación al arranque.

Las actividades del grupo de pruebas y arranque se inician con el estudio del proyecto, completando este último conocimiento con vistas frecuentes a la planta para identificar cada uno de los equipos, hasta familiarizarse. Además se debe preparar un manual de operaciones de la planta, que contendrá la información ordenada y debidamente clasificada, que a lo largo del proyecto se recibió de los fabricantes de equipo; así como los dibujos, especificaciones y hojas de datos de los equipos.

El manual de puesta en marcha puede contener las siguientes secciones:

1. Descripción general
2. Condiciones de operación y control
3. Preparación de la unidad para arranque
4. Arranque de la planta
5. Paro normal de la planta
6. Paro de emergencia
7. Medidas de seguridad
8. Diagramas de flujo, tuberías e instrumentos
9. Pruebas y control de laboratorio
10. Apéndice.

CAPITULO II

INGENIERIA BASICA

2.0 DETERMINACION DEL RENDIMIENTO SEGUN EL PROCESO DAICEL.

En base al estudio de mercado de consumo de glicerina, sección 1.4, la capacidad normal de la planta será de 12,000ton/año de glicerina; por lo que la capacidad de diseño será:

$$12,000 \text{ ton/año} * 1.2 = 14,400 \text{ ton/año}$$

∴ la capacidad de diseño será = 15,000 ton/año = 1.9 ton/hr con una base de 330 días/año.

	$\text{CH}_2=\text{CH}-\text{CH}_2\text{OH}$	CH_3COOH	H_2O	$\text{CH}_2\text{OH}-\text{CHOH}-\text{CH}_2\text{OH}$	CH_2COOH
a.	1.1	1.0	30.0	1.0	1.0
b.	58.0	76.0	18.0	92.0	60.0
c.	58.0	52.6	1577.6	45.54	45.54
d.	3364.0	3998.0	28397.0	4190.0	2733.0
e.	1.5	1.8	12.9	1.9	1.3

- a. relación molar
- b. peso molecular
- c. lbmol/hr
- d. lb/hr
- e. ton/hr

Solución al 30% de ácido peracético en acetato de etilo y 10% de ácido acético.

Acido peracético = 1.8 ton/hr
 Acetato de etilo = 1.8 ton/hr * $\frac{60}{30}$ = 3.6 ton/hr

$$\text{Acido acético} = 1.8 \text{ ton/hr} * \frac{10}{30} = 0.6 \text{ ton/hr}$$

RESUMEN:

<u>Componente</u>	<u>Entrada</u>	<u>Salida</u>
Alcohol Alílico	3,364 lb/h	609 lb/h
Acido Peracético	3,998 lb/h	-----
Agua	28,397 lb/h	23,408 lb/h
Acetato de Etilo	7,938 lb/h	6,271 lb/h
Acido Acético	1,323 lb/h	4,030 lb/h
Glicerina	-----	4,190 lb/h

2.1 BASES DE DISEÑO

Planta: Ingeniería Básica para la Producción de Glicerina Sintética.

Localización: Querétaro, Qro.; México

1.0 Objetivo

Este proceso tiene como objetivo la producción de glicerina sintética, mediante la reacción del alcohol alílico con ácido peracético y agua para obtener como producto glicerina con un 98% de pureza en peso. Además, de obtenerse ácido acético al 66% en peso de pureza como subproducto.

2.0 Tipo de proceso

Es un proceso continuo que brinda altos rendimientos de glicerina por la epoxidación del alcohol alílico y la hidratación del glicidol en una columna de reacción-destilación sin el uso de algún catalizador.

3.0 Flexibilidad

1. La planta seguirá operando bajo las siguientes fallas:
 - a. Electricidad No
Deja de funcionar todo el equipo eléctrico.
 - b. Aire de instrumentos No
Se suspende el sistema de instrumentación.
 - c. Vapor No
No opera el evaporador ni el equipo de transferencia de calor.
 - d. Agua de proceso No
No se puede completar la reacción.

2. Factor de servicio a la planta
Se tendrá un factor de servicio de 330 días/año

4.0 Capacidad

- a. Diseño (máxima): 15,000 ton/año

- b. Normal: 12,000 ton/año
- c. Mínima: 50% capacidad normal (a confirmar por diseño de equipo)
- d. Necesidades de ampliación: No se prevén aumentos de capacidad a corto plazo, ya que se consideró como capacidad normal el consumo de este producto para 1988, y que no se pretende cubrir el 100% del mercado.

5.0 Especificaciones y condiciones de alimentación al proceso.

Alcohol Alílico

$P_{max} = 760 \text{ mm Hg}$ $P_{nor} = 760 \text{ mm Hg}$ $P_{min} = 150 \text{ mm Hg}$

$T_{max} = 40 \text{ }^{\circ}\text{C}$ $T_{nor} = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$ $T_{min} = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Forma de recibo: Tubería

Fase: Líquida

Acido Peracético/Acetato de Etilo

Concentración: 30% ácido peracético , 60% acetato de etilo

$P_{max} = 760 \text{ mm Hg}$ $P_{nor} = 760 \text{ mm Hg}$ $P_{min} = 150 \text{ mm Hg}$

$T_{max} = 40 \text{ }^{\circ}\text{C}$ $T_{nor} = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$ $T_{min} = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Forma de recibo : Tubería

Fase : Líquida

Agua de Proceso

Composición: De acuerdo a lo especificado en el punto 10.2.1

$P_{max} = 760 \text{ mm Hg}$ $P_{nor} = 760 \text{ mm Hg}$ $P_{min} = 150 \text{ mm Hg}$

$T_{max} = 40 \text{ }^{\circ}\text{C}$ $T_{nor} = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$ $T_{min} = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Forma de recibo: Tubería

Fase: Líquida

6.0 Especificaciones y condiciones de los productos

Glicerina

Concentración: 98% en peso

$P_{max} = 760 \text{ mm Hg}$ $P_{nor} = 760 \text{ mm Hg}$ $P_{min} = 760 \text{ mm Hg}$

$T_{max} = 96 \text{ }^{\circ}\text{C}$ $T_{nor} = 40 \text{ }^{\circ}\text{C}$ $T_{min} = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Fase : Líquida

Acido Acético

Concentración: 66% en peso

$P_{\max} = 760 \text{ mm Hg}$

$P_{\text{nor}} = 760 \text{ mm Hg}$

$P_{\min} = 760 \text{ mm Hg}$

$T_{\max} = 76.5 \text{ }^{\circ}\text{C}$

$T_{\text{nor}} = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$

$T_{\min} = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Fase: Líquida

7.0 Requerimientos especiales

a. Por contaminación

Estarán fijados por la S.S.A., S.A.R.H., S.T.P.S.

b. Por seguridad

Las fijadas por el reglamento A.S.M.E. en las secciones 1 y 8 y por la N.F.P.A., TEMA, FRI.

Servicios Auxiliares

8.0 Eliminación de desechos

La eliminación de desechos estará determinada por las normas y códigos establecidos por la Subsecretaría de Mejoramiento del Ambiente y la Secretaría de Desarrollo Urbano y Ecología.

9.0 Requerimientos de almacenamiento

Se tendrá fuera de límites de batería y estará constituido como sigue:

a. Materia Prima

Alcohol Alílico: Se necesita una capacidad de almacenamiento de $22,715 \text{ ft}^3 / 643 \text{ m}^3$ por bisemana.

Agua de Proceso: La capacidad requerida es de $163,750 \text{ ft}^3 / 4,637 \text{ m}^3$, por bisemana.

Acido Peracético/Acetato de Etilo: Se requiere que la capacidad de almacenamiento sea $76,391 \text{ ft}^3 / 2,163 \text{ m}^3$, por bisemana.

b. Productos

Glicerol: Se debe tener una capacidad de almacenamiento de $19,933 \text{ ft}^3 / 566 \text{ m}^3$, por bisemana.

Acido Acético: La capacidad de almacenamiento requerida es de 61,561 ft³/1,743 m³, por bisemana.

10.0 Servicios auxiliares directos al proceso

10.1 Vapor

Generado dentro de límites de batería No

10.1.1 Vapor de baja presión

P = 150 # T = 185.5 °C

Disponibilidad: Saturado

10.1.2 Retorno de condensados

Líquido saturado

10.2 Agua

10.2.1 Agua de proceso

Generado dentro de límites de batería No

P = 760 mm Hg

Se utilizará la misma que la de calderas, ya que es necesaria un agua altamente purificada.

10.2.2 Agua potable

Generada dentro de límites de batería No

Su especificación será de acuerdo a las normas para agua potable de la Organización Mundial de la Salud.

Análisis:

<u>Constituyente</u>	<u>mg/l</u>
Calcio	75.0
Cloruro	200.0
Cobre	1.0
Hierro	0.3
Magnesio	50.0
Manganeso	0.1
Fenoles	0.001
Sulfato	200.0
Sólidos totales	500.0
Zinc	5.0

10.2.3 Agua de enfriamiento

Acondicionada dentro de límites de batería No

P = 760 mm Hg T = 20 °C

Requerimientos de análisis:

<u>Constituyente</u>	<u>ppm</u>
Sólidos totales disueltos	1680.0
Sólidos en suspensión	86.0
H como CaCO ₃	960.0
HCa como CaCO ₃	590.0
Mg como CaCO ₃	370.0
P como CaCO ₃	-----
M como CaCO ₃	50.0
Cl como NaCl	620.0
PO ₄ total	2.0
Orto PO ₄	2.0
SiO ₂	10 - 50
Fe total	0.6
Fe soluble	0.4
Al ₂ O ₃ total	2.0
Al ₂ O ₃ soluble	1.8
pH	7.1

10.2.4 Agua de servicios y uso sanitario
 Generada dentro de límites de batería No
 Debe ser potable y libre de bacterias patógenas.

10.2.5 Agua contra incendios
 Generada dentro de límites de batería No
 P en l. b. = 150 # T = ambiente
 Disponibilidad: La requerida

10.2.6 Agua para usos especiales
 Agua requerida para calderas
 P = 50 # T = ambiente

Requerimientos de análisis:

<u>Constituyente</u>	<u>ppm</u>
Sólidos totales disueltos	4000 max
Fosfato (como PO ₄)	30-60
Hidróxido (como CaCO ₃).	300 - 400
Sulfito	100
Sílice (como SiO ₂)	10 max
Substancias orgánicas	70 - 100

Se alimentará líquido saturado de condensados.

10.3 Combustible

Generado dentro de límites de batería

No

P = 760 mm Hg T = 18 °C

Disponibilidad: El requerido

Poder calorífico: 18,000 Btu/lb

Peso molecular: 74

Gravedad específica: 0.85

Composición (especificaciones): Diesel # 2 de PEMEX

Fuente de suministro: PEMEX

Flash point: 74 °C

10.6 Energía eléctrica

Fuente de suministro: C. F. E.

Sistema de distribución: Secundario

Frecuencia: 60 Hz

Tensión: 440 v

Número de fases: 3

Factor de potencia: 0.85 mínimo

Número de conductores: 3

Acometida: Aérea

10.7 Energía eléctrica de emergencia

Fuente de suministro: Banco de baterías (únicamente para instrumentación)

10.8 Sistema de desfogue

Se tendrá fuera de límites de batería

10.9 Sistema de seguridad

10.9.1 Sistemas contra incendio

a. Fijos. Redes de agua presurizada

b. Móviles. Extinguidores

c. Cámaras de espuma para tanques de reactivos químicos volátiles.

11.0 Condiciones climatológicas

Temperatura

a. Máxima extrema: 36.3 °C

b. Mínima extrema: - 2.0 °C

c. Máxima promedio: 26.7 °C

d. Mínima promedio: 10.8 °C

e. Promedio: 18.7 °C

Precipitación pluvial

- a. Máxima en 24 hrs.: 86.0 mm
- b. Máxima anual: 555.0 mm

Tormentas eléctricas

- a. Frecuencia: 24.12 días/año

Vientos

- a. Velocidad máxima: 120 m/seg
- b. Velocidad promedio: 70 m/seg
- c. Velocidad de diseño: 150 m/seg.

2.2 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO.

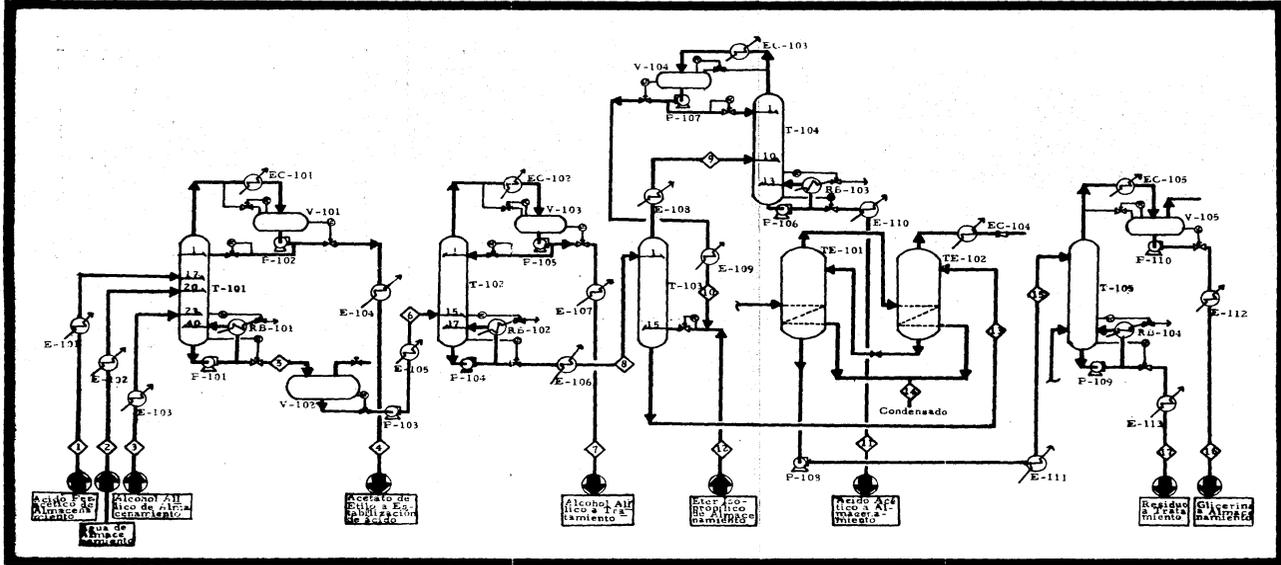
El diagrama de flujo es la representación gráfica de un proceso, en el cual se incluye la siguiente información:

- a) La totalidad del equipo que interviene en el proceso, debidamente identificado.
- b) La instrumentación mínima necesaria
- c) La identificación adecuada de las corrientes del proceso, utilizando frecuentes flechas para indicar la dirección del flujo.

Lista de Equipo de Proceso Mayor

<u>Clave</u>	<u>Servicio</u>	<u>Características</u>
RB-101	Reboiler tipo kettle	151 tubos, $\phi = 3/4''$, L = 32'
EC-101	Condensador tipo horizontal	376 tubos, $\phi = 3/4''$, L = 16'
E -105	Cambiador de calor	37 tubos, $\phi = 3/4''$, L = 8'
T -101	Torre de reacción-destilación	$\phi = 2$ ft, H = 88 ft
V -102	Tanque de balance	$\phi = 6.5$ ft, L = 14 ft
T -102	Torre recuperadora de alcohol alílico	$\phi = 5$ ft, H = 42 ft
T -103	Torre recuperadora de ácido acético	$\phi = 5.5$ ft, H = 38 ft
TE-101	Primer efecto de evaporación	$\phi = 2.5$ ft, H = 8.6 ft
TE-102	Segundo efecto de evaporación	$\phi = 3$ ft, H = 9.1 ft
T -105	Torre de arrastre con vapor	$\phi = 2.5$ ft, H = 8.2 ft
T -104	Torre de separación éter-ácido	$\phi = 4.5$ ft, H = 34 ft

2.2 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO



2.3 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA.

2.3 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA.

Componente	Corriente																	
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Alcohol Alílico			1.0			0.0220	0.0164	0.0435										
Acido Peracético		0.54				0.0106												
Acetato de Etilo		0.46		0.79		0.0024	0.0024	0.0065										
Agua	1.0			0.21		0.9192	0.8923	0.9486	0.8584	0.27	0.022	0.662		0.9098	1.0	0.08	0.02	0.001
Glicidol						0.0268												
Peróxido de Hidrógeno						0.0011	0.0011		0.0018					0.0026				
Glicerina						0.0018	0.0286		0.0459					0.0659		0.76	0.98	0.207
Acido Acético						0.0188	0.0532	0.0014	0.0045	0.10	0.001	0.257		0.0056				
Residuo Pesado						0.0030	0.0060		0.0094					0.0136		0.16		0.789
Eter Isopropílico										0.63	0.977	0.081	1.0	0.0025				
Flujo	lbmol/h	1,577.6	142.8	98.0	108.9	1,691.5	1,691.5	636.46	1,055.04	882.29	540.49	341.8	33.1	735.01	858.3	63.45	50.82	12.63
	lb/h	28,397.0	11,936.0	3,364.0	7,993.3	37,231.6	40,372.2	12,894.7	27,483.32	66,525.74	54,211.1	12,168.1	3,384.2	18,309.38	15,449.1	5,862.15	4,716.1	1,542.12
Presión (mm Hg)		760	760	760	760	1,018.5	1,018.5	760	1,018.5	1,018.5	1,018.5	760	1,018.5	760	50#	1,018.5	760	760
Temperatura (°C)		20	20	20	20	40	102	20	20	76.5	20	20	20	20	20	96	40	40
Peso Molecular		18	81.6	58	73.4	22.01	23.9	20.26	26.05	75.4	100.3	35.6	102.2	24.91	18	92.4	92.8	127.1
Densidad (lb/ft³)		62.3	62.2	53.2	57.4	60.8	62.8	61.7	63.5	51.8	45.6	61.7	45.2	63.6	62.3	76.6	78.2	73.5
Cp (Btu/lb °F)		0.9986	0.501	0.386	0.586	0.944	0.945	0.968	0.928	0.668	0.560	0.840	0.550	0.957	0.9986	0.587	0.584	0.467

2.4 DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS DE PROCESO.

2.4.1 Reboiler Tipo Kettle. RB - 101

1. Determinación de la carga térmica

Calor de vaporización @ 40 °C = 17,887.1 Btu/lbmol

$$Q = 418.7 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}} * 17,887.1 \frac{\text{Btu}}{\text{lbmol}} = 7,489,328.8 \frac{\text{Btu}}{\text{h}}$$

2. Determinación de las condiciones del vapor saturado

Temperatura del vapor: 185.5 °C

Calor latente: 857.9 Btu/lb

$$\text{Cantidad de vapor requerido} : \frac{7,489,328.8 \text{ Btu/h}}{857.9 \text{ Btu/lb}} = 8,730 \text{ lb/h}$$

3. Tamaño estimado de la unidad

Utilizando Q/A máximo de 12,000 Btu/h ft²

$$A = Q / (Q/A)$$

$$A = \frac{7,489,328.8 \text{ Btu/h}}{12,000 \text{ Btu/h ft}^2} = 624 \text{ ft}^2$$

Seleccionando la unidad como sigue:

Diámetro interno de tubos : 3/4 in

BWG : 14

Pitch : 1 in, Δ

Longitud de tubos : 32 ft

Longitud efectiva : 31 ft

$$\text{Número de tubos} = \frac{624 \text{ ft}^2}{31 \text{ ft} * 0.196 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 103 \text{ tubos}$$

De tablas estándares seleccionamos:

Diámetro interno de coraza: 15 1/4 in

Cuenta de tubos: 151

Pasos: 1

4. Determinación del coeficiente de condensación de la Fig. 8

$$G' = \frac{8,730 \text{ lb/h}}{0.5 * 31 \text{ ft} * 103} = 5.5 \text{ lb/ft(equivalente)}$$

Estimando $t_w = 60$ °C y obteniendo las propiedades del condensado a esta temperatura:

Gravedad específica : 0.983

Conductividad térmica : 0.375 Btu/h °F ft

Viscosidad : 0.5 cP

Debido a la baja carga en los tubos y a las propiedades físicas del condensado, el valor del coeficiente de película se encuentra fuera de rango, por lo que se usará el valor de $h_{i0} = 1,500$.

5. Determinación del coeficiente de ebullición
Adicionando un factor de ensuciamiento de 0.001 tenemos:

$$\frac{1}{h_{i0}} = \frac{1}{h_{i0}} + 0.001 = \frac{1}{1500} + 0.001 = 0.00167$$

$$h_{i0} = \frac{1}{0.00167} = 600$$

Calculando la temperatura de pared, t_w
 $t_{\text{vapor}} = 366 \text{ } ^\circ\text{F}$ $t_s = 104 \text{ } ^\circ\text{F}$
Asumiendo $h_o = 300$

$$t_w = 104 \text{ } ^\circ\text{F} + \frac{600}{600 + 300} (366 \text{ } ^\circ\text{F} - 104 \text{ } ^\circ\text{F}) = 278.6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_w = 278.6 \text{ } ^\circ\text{F} - 104 \text{ } ^\circ\text{F} = 174.6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

de la fig. 9 h_o a $t_w = 174.6 \text{ } ^\circ\text{F}$ es mayor que 300. Se utilizará 300 como máximo.

6. Determinación del área requerida
Adicionando un factor de ensuciamiento de 0.001 a h_o

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{600} + \frac{1}{300} + 0.001 = 0.006$$

$$U = \frac{1}{0.006} = 167 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Área requerida} = \frac{7'489,328.8 \text{ Btu/h}}{50 \text{ } ^\circ\text{F} * 167 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} = 897 \text{ ft}^2$$

de la Fig. 10 longitud de tubo equivalente = 30.6 ft

$$\text{Área disponible} = 151 * 30.6 \text{ ft} * 0.196 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}} = 906 \text{ ft}^2$$

∴ el área disponible satisface el valor del área requerida.
Factor de seguridad para el área ó interpretado como mayor disponibilidad de ensuciamiento

$$= \frac{906 - 624}{624} * 100 = 45.2\%$$

2.4.2 Condensador Tipo Horizontal. EC - 101

1. Balance de energía

$$Q = 361.1 \text{ lbmol/h} * 11,907.1 \text{ Btu/lbmol} = 4'299,653.8 \text{ Btu/h}$$

2. ΔT

Fluido Caliente		Fluido Frío	Diferencia
104	Temperatura máxima	94	10
104	Temperatura mínima	68	36
0	Diferencia	26	26

$$\Delta T = \text{LMTD} = \frac{26}{\ln \frac{36}{10}} = 20.3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. La temperatura media $t_a = \frac{94 + 68}{2} = 81 \text{ } ^\circ\text{F}$ puede ser utilizada como t_c .

a. Asumiendo $U_d = 180$

$$A = \frac{Q}{U_d \Delta T} = \frac{4'299,653.8 \text{ Btu/h}}{180 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} * 20.3 \text{ } ^\circ\text{F}} = 1,176.7 \text{ ft}^2$$

Seleccionamos tubos de 16 ft de longitud, 3/4 in diámetro, 14 BWG en 1 in pitch triangular.

$$\text{Número de tubos} = \frac{1,176.7 \text{ ft}^2}{16 \text{ ft} * 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 375 \text{ tubos}$$

b. De la tabla 5 : para 375 tubos, 3/4 in diámetro, 1 in pitch triangular seleccionamos:

Coraza: $23\frac{1}{4}$ in diámetro interno

Cuenta de tubos : 376

Pasos: 2

c. Corrigiendo el coeficiente U_d

$$A = 376 \text{ tubos} * 16 \text{ ft} * 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft} = 1,180.9 \text{ ft}^2$$

$$U_d = \frac{Q}{A \Delta T} = \frac{4'299,653.8 \text{ Btu/h}}{1180.9 \text{ ft}^2 * 20.3 \text{ } ^\circ\text{F}} = 179.4 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Fluido frío : lado de tubos, Agua.

4. De la tabla 6

$$\text{Area de flujo } a'_t = 0.268 \text{ in}^2$$

$$a_t = \frac{Nt a'_t}{144 n} = \frac{376 * 0.268 \text{ in}^2}{144 \text{ in}^2/\text{ft}^2 * 2} = 0.35 \text{ ft}^2$$

$$5. G_t = W / a_t = \frac{165,603.14 \text{ lb/h}}{0.35 \text{ ft}^2} = 473,151.8 \text{ lb/h ft}^2$$

$$\text{Velocidad, } V = \frac{G_t}{3600 * \phi} = \frac{473,151.8 \text{ lb/h ft}^2}{3600 \text{ seg/h} * 62.5 \text{ lb/ft}^3} = 2.1 \text{ ft/seg}$$

6. A $t_a = 81 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\mu = 0.92 \text{ cP} * 2.42 \frac{\text{lb/ft h}}{\text{cP}} = 2.23 \text{ lb/ft h}$$

$$D_i = \frac{0.584 \text{ in}}{12 \text{ in/ft}} = 0.0487 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{D_i G_t}{\mu} = \frac{0.0487 \text{ ft} * 473,151.8 \text{ lb/h ft}^2}{2.23 \text{ lb/ft h}} = 10,332.9$$

9. De la fig. 11

$$h_i = 540 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$10. h_{io} = h_i * ID/OD = \frac{540 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} * 0.584 \text{ in}}{0.75 \text{ in}} = 420 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Fluido caliente : lado de la coraza, Solución de Acetato de Etilo

$$4'. a_s = \frac{ID * C' * B}{144 Pt} = \frac{23.25 \text{ in} * 0.25 \text{ in} * 23.25 \text{ in}}{144 \text{ in}^2/\text{ft}^2 * 1 \text{ in}} = 0.9385 \text{ ft}^2$$

$$5'. G_s = \frac{W}{a_s} = \frac{26,504.7 \text{ lb/h}}{0.9385 \text{ ft}^2} = 28,241.6 \text{ lb/h ft}^2$$

Carga G''

$$G'' = \frac{W}{L N_t^{2/3}} = \frac{28,241.6 \text{ lb/h}}{16 \text{ ft} * 376^{2/3}} = 33.9 \text{ lb/h ft}$$

Asumiendo $\bar{h} = \bar{h}_o = 600$ y de 10. $h_{io} = 420$

$$t_w = t_a + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_v - t_a) = 81 + \frac{600}{420 + 600} (104 - 81) = 94.5 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_f = \frac{T_v + t_w}{2} = \frac{104 \text{ }^\circ\text{F} + 94.5 \text{ }^\circ\text{F}}{2} = 99.3 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$k_f = 0.155 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$$

$$f = 63.96 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0.465 \text{ cP}$$

$$\bar{h} = \frac{1.5 (4 G'' / \mu_f)^{-1/3}}{(\mu_f^2 / k_f^3 \rho_f^2 g)^{1/3}}$$

$$\bar{h} = \frac{1.5 (4 * 23.5 / 0.465 * 2.42)^{-1/3}}{((0.465 * 2.42)^2 / 0.155^3 * 63.96^2 * 4.18 * 10^8)^{1/3}} =$$

$$\bar{h} = 588 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Basándonos en $\bar{h} = 588$ en lugar de el valor asumido de 600 tendremos un nuevo valor de t_w y t_f para calcular nuevamente el valor de \bar{h} con las nuevas propiedades, pero en este caso no es necesario, ya que las propiedades del condensado no cambiarán significativamente.

Caída de Presión

Lado de tubos

1. Para $Re = 10,332.9$ de la fig. 14 $f = 0.00025 \text{ ft}^2/\text{in}^2$

$$2. \Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 * 10^{10} D_s} = \frac{0.00025 * 473,151.8^2 * 16 * 2}{5.22 * 10^{10} * 0.0487 * 1.0} = 0.705 \text{ lb/in}^2$$

$$3. \Delta P_r = (4 n / s) (V^2 / 2g') = (4 * 2 / 1) (2.1^2 / 2 * 32.2) = 0.55 \text{ psi}$$

$$4. \Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 0.705 + 0.55 = 1.3 \text{ psi}$$

Lado de la coraza

1'. Para $T_v = 104 \text{ }^\circ\text{F}$ $\mu = 0.008 \text{ cP} * 2.42 \frac{\text{lb/h ft}}{\text{cP}} = 0.019 \text{ lb/h ft}$

de la fig. 12 $De = 0.55 \text{ in} / 12 \frac{\text{in}}{\text{ft}} = 0.0458 \text{ ft}$

$$Re_s = \frac{De G_s}{\mu} = \frac{0.0458 \text{ ft} * 28,241.6 \text{ lb/h ft}^2}{0.019 \text{ lb/h ft}} = 68,077.1$$

de la fig. 13

$$f = 0.0014 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

2'. Número de cruces $N+1$

$$N+1 = \frac{12 * L}{B} = \frac{12 \text{ in/ft} * 16 \text{ ft}}{23.25 \text{ ft}} = 8.3$$

Peso molecular = 73.4 lb/lbmol

$$\text{Densidad } \rho = \frac{73.4 \text{ lb/lbmol}}{359 \text{ ft}^3/\text{lbmol} (564 \text{ }^\circ\text{R}/492 \text{ }^\circ\text{R})(14.7 \text{ psi}/2.9 \text{ psi})} = 0.035 \text{ lb/ft}^3$$

$$s = \frac{0.035 \text{ lb/ft}^3}{62.5 \text{ lb/ft}^3} = 0.00056 \quad D_s = \frac{23.25 \text{ in}}{12 \text{ in/ft}} = 1.94 \text{ ft}$$

$$3'. \Delta P_s = \frac{1}{2} \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5.22 * 10^{10} D_e s} =$$

$$P_s = \frac{1}{2} \frac{0.0014 * 28,241.6^2 * 1.94 * 8.3}{5.22 * 10^{10} * 0.0458 * 0.00056} = 6.7 \text{ psi}$$

Coefficiente total U_c

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{420 * 588}{420 + 588} = 245 \text{ Btu/ h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Factor de ensuciamiento R_d

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c U_d} = \frac{245 - 179.4}{245 * 179.4} = 0.0015 \text{ h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/ Btu}$$

RESUMEN:

$$h_{io} = 420 \text{ Btu/ h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$h_o = 588 \text{ Btu/ h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$U_c = 245 \text{ Btu/ h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$U_d = 179.4 \text{ Btu/ h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0.0015 \text{ h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/ Btu}$$

$$\Delta P_s = 6.7 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = 1.3 \text{ psi}$$

No. tubos = 376

Longitud tubos = 16 ft

OD, BWG, Pitch = 3/4 in, 14,

1 in triangular

Pasos = 2

Diámetro coraza = 23 1/4 in

Espaciamiento de baffles = 23 1/4 in

Pasos = 1

2.4.3 Cambiador de Calor. E - 105.

1. Balance de energía

$$Q = 40,372.2 \text{ lb/h} * 0.95 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F} * (215.6 - 104)^\circ\text{F} =$$

$$Q = 4'280,260.6 \text{ Btu/h}$$

a. Consumo de vapor de 150# 366 °F

$$m_{\text{vap}} = \frac{4'280,260.6 \text{ Btu/lb}}{857.9 \text{ Btu/h}} = 4,989.2 \text{ lb/h}$$

2. ΔT

Fluido Caliente		Fluido Frío	Diferencia
366	Temperatura máxima	215.6	150.4
366	Temperatura mínima	104	262
0	Diferencia	111.6	111.6

$$\Delta T = \text{LMTD} = \frac{111.6}{\ln \frac{262}{150.4}} = 201.1 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Temperatura media $t_a = \frac{215.6 + 104}{2} = 159.8 \text{ } ^\circ\text{F}$

a. Asumiendo $U_d = 370$

$$A = \frac{Q}{U_d \Delta T} = \frac{4'280,260.6 \text{ Btu/h}}{370 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} * 201.1 \text{ } ^\circ\text{F}} = 57.5 \text{ ft}^2$$

Seleccionamos tubos de 8 ft de longitud, 3/4 in diámetro, 14 BWG en 1 in pitch triangular.

$$\text{No. de tubos} = \frac{57.5 \text{ ft}^2}{8 \text{ ft} * 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 36.6 \text{ tubos}$$

b. de la tabla 5: para 36.6 tubos, 3/4 in diámetro, 1 in pitch triangular, seleccionamos:

Coraza: 8 in diámetro interno

Cuenta de tubos: 37

Pasos: 2

c. Corrigiendo el coeficiente U_d

$$A = 37 \text{ tubos} * 8 \text{ ft} * 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft} = 58.1 \text{ ft}^2$$

$$U_d = \frac{Q}{A \Delta T} = \frac{4'280,260.6 \text{ Btu/h}}{58.1 \text{ ft}^2 * 201.1 \text{ }^\circ\text{F}} = 366.3 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Fluido frío: lado de tubos, Mezcla.

4. De la tabla 6

$$\text{Area de flujo } a'_t = 0.268 \text{ in}^2$$

$$a_t = \frac{N_t a'_t}{144 n} = \frac{37 * 0.268 \text{ in}^2}{144 \text{ in}^2/\text{ft}^2 * 1} = 0.069 \text{ ft}^2$$

$$5. G_t = W/a_t = \frac{40,372.2 \text{ lb/h}}{0.069 \text{ ft}^2} = 585,104.3 \text{ lb/h ft}^2$$

$$6. A t_a = 159.8 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0.457 \text{ cP} * 2.42 \frac{\text{lb/ft h}}{\text{cP}} = 1.106 \text{ lb/ft h}$$

$$D_i = \frac{0.584 \text{ in}}{12 \text{ in/ft}} = 0.0487 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{D_i G_t}{\mu} = \frac{0.0487 \text{ ft} * 585,104.3 \text{ lb/h ft}^2}{1.106 \text{ lb/ft h}} = 25,763.6$$

7. De la fig. 15

$$j_h = 85$$

8. A $159.8 \text{ }^\circ\text{F}$

$$k = 0.361 \text{ Btu/h ft}^2 (\text{ }^\circ\text{F/ft})$$

$$9. h_i = j_h \frac{k}{D_i} (\varphi \mu / k)^{1/3} = 85 * \frac{0.361 \text{ Btu/h ft}^2 (\text{ }^\circ\text{F/ft})}{0.0487 \text{ ft}} * \frac{0.95 * 1.106}{0.361}^{1/3}$$

$$h_i = 899.6 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \frac{D_i}{D_e} = 899.6 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} * \frac{0.581 \text{ in}}{0.75 \text{ in}} = 697 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Fluido caliente: lado de la coraza, Vapor.

$$4'. a_s = \frac{ID * C' B}{144 \text{ Pt}} = \frac{8 \text{ in} * 0.25 \text{ in} * 8 \text{ in}}{144 \text{ in}^2/\text{ft}^2 * 1 \text{ in}} = 0.111 \text{ ft}^2$$

$$5'. G_s = \frac{W}{as} = \frac{4,989.2 \text{ lb/h}}{0.111 \text{ ft}^2} = 44,947.8 \text{ lb/h ft}^2$$

$$6'. A T = 366 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0.016 \text{ cP} * 2.42 \frac{\text{lb/h ft}}{\text{cP}} = 0.0387 \text{ lb/h ft}$$

$$De = \frac{0.55 \text{ in}}{12 \text{ in/ft}} = 0.046 \text{ ft} \quad \text{Fig. 12}$$

$$Re_s = \frac{De G_s}{\mu} = \frac{0.046 \text{ ft} * 44,947.8 \text{ lb/h ft}^2}{0.0387 \text{ lb/h ft}} = 53,426.3$$

$$9'. \text{ Para vapor de agua ho recomendado} \\ ho = 1,500 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Cafda de Presi3n

Lado tubos

$$1. \text{ Para } Re_t = 25,763.6 \quad \text{de la fig. 14} \quad f = 0.00021$$

$$2. s = 0.9978$$

$$3. \Delta P_t = \frac{1}{2} \frac{f G_t^2 L n}{5.22 * 10^{10} Di s} = \frac{1}{2} \frac{0.00021 * 585,104.3^2 * 8 * 1}{5.22 * 10^{10} * 0.0487 * 0.9978} =$$

$$\Delta P_t = 0.113 \text{ psi}$$

Lado de la coraza

$$1'. \text{ Para } Re_s = 53,426.3 \quad \text{de la fig. 13} \quad f = 0.00155$$

Volumen espec3fico = 2.739 ft³/lb

$$\rho = \frac{1}{2.739 \text{ ft}^3/\text{lb}} = 0.365 \text{ lb/ft}^3$$

$$s = \frac{0.365 \text{ lb/ft}^3}{62.5 \text{ lb/ft}^3} = 0.00584$$

$$2'. N+1 = \frac{12 * L}{B} = \frac{12 * 8}{8} = 12$$

$$Ds = 8 \text{ in} / 12 \text{ in/ft} = 0.667 \text{ ft}$$

$$3'. \Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N-1)}{5.22 * 10^{10} De_s} = \frac{0.00155 * 44,947.8^2 * 0.667 * 12}{5.22 * 10^{10} * 0.046 * 0.00584} =$$

$$\Delta P_s = 1.8 \text{ psi}$$

13. Coeficiente total, U_c

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{697 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} * 1500 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{697 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} + 1500 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} =$$

$$U_c = 475.9 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

14. Factor de ensuciamiento R_d

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c U_d} = \frac{475.9 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} - 366.3 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{475.9 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} * 366.3 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} =$$

$$R_d = 0.0006 \text{ h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$$

RESUMEN:

$$\begin{aligned} h_{io} &= 697 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \\ h_o &= 1500 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \\ U_c &= 475.9 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_d &= 366.3 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \\ R_d &= 0.0006 \text{ h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu} \\ \Delta P_s &= 1.8 \text{ psi} \\ \Delta P_t &= 0.113 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{No. tubos} &= 37 \\ \text{Longitud tubos} &= 8 \text{ ft} \\ \text{OD, BWG, Pitch} &= 3/4 \text{ in, 14,} \\ &\quad 1 \text{ in triangular} \\ \text{Pasos} &= 2 \\ \text{Diámetro coraza} &= 8 \text{ in} \\ \text{Espaciamiento baffles} &= 8 \text{ in} \\ \text{Pasos} &= 1 \end{aligned}$$

2.4.4 Torre de Reacción - Destilación. T - 101

Flujo de vapor. CFS = 3.35 ft³/seg
 Flujo de líquido. GPM = 82.7 GPM
 Densidad de vapor. Dv = 2.2 lb/ft³
 Densidad de líquido. Dl = 60.2 lb/ft³
 Espaciamiento entre platos. TS = 24 in
 Sistema = No espumante
 Factor de sistema. Fs = 1.0

1. Velocidad de diseño. VD_{dsg}

$$VD_{dsg} = 250 * Fs = 250 * 1 = 250 \text{ GPM/ft}^2$$

$$VD_{dsg} = 41 * \sqrt{Dl - Dv} * Fs = 41 * \sqrt{60.2 - 2.2} * 1 = 312.2 \text{ GPM/ft}^2$$

$$VD_{dsg} = 7.5 * \sqrt{TS} * \sqrt{Dl - Dv} * Fs = 7.5 * \sqrt{24} * \sqrt{60.2 - 2.2} * 1 =$$

$$VD_{dsg} = 279.8 \text{ GPM/ft}^2$$

Se selecciona el menor valor.

2. Factor de capacidad de vapor. CAF

$$CAF = CAF_0 * Fs = 0.427 * 1 = 0.427$$

$$CAF_0 = 0.427 \quad \text{Fig. 16}$$

3. Factor de carga de vapor. Vload

$$Vload = CFS * \sqrt{\frac{Dv}{Dl - Dv}} = 3.35 \text{ ft}^3/\text{seg} * \sqrt{\frac{2.2 \text{ lb/ft}^3}{(60.2 - 2.2) \text{ lb/ft}^3}} =$$

$$Vload = 0.652 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

4. Diámetro de la torre aproximado. DT'

$$DT' = 2.0 \text{ ft} \quad \text{Fig. 17}$$

5. Longitud de trayectoria de flujo aproximada. FPL'

$$FPL' = 9 * \frac{DT}{NP} = 9 * \frac{2.0 \text{ ft}}{1} = 18 \text{ in}$$

6. Area activa mínima. AAM

$$AAM = \frac{Vload + GPM * FPL' / 13,000}{CAF * FF} = \frac{0.652 + 82.7 * 18 / 13,000}{0.427 * 0.7} =$$

$$AAM = 2.56 \text{ ft}^2$$

7. Area mínima de derramadero. ADM

$$ADM = \text{GPM} / (\text{VD}_{\text{dsg}} * \text{FF}) = \frac{82.7 \text{ GPM}}{250 \text{ GPM/ft}^2 * 0.7} = 0.47 \text{ ft}^2$$

8. Area de la columna. ATM

$$ATM = AAM + 2 * ADM = 2.56 \text{ ft}^2 + 2 * 0.47 \text{ ft}^2 = 3.5 \text{ ft}^2$$

$$ATM = \frac{\text{Vload}}{0.78 * \text{CAF} * \text{FF}} = \frac{0.652}{0.78 * 0.427 * 0.7} = 2.8 \text{ ft}^2$$

Se selecciona el valor mayor.

$$DT = \sqrt{ATM / 0.7854} = \sqrt{3.5 / 0.7854} = 2.1 \text{ ft} \quad 2.0 \text{ ft} = 24 \text{ in}$$

$$AT = 3.14 \text{ ft}^2 = \pi * DT^2 / 4 = \pi * 2.0^2 / 4$$

9. Área total del derramadero. AD

$$AD = AT * ADM / ATM = 3.14 \text{ ft}^2 * 0.47 \text{ ft}^2 / 3.5 \text{ ft}^2 = 0.4217 \text{ ft}^2$$

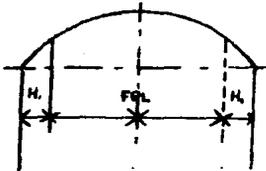
10.

$$AD_1 = 0.4217 / 2 = 0.2108 \text{ ft}^2$$

$$\frac{AD_1}{AT} = \frac{0.2108 \text{ ft}^2}{3.14 \text{ ft}^2} = 0.0671$$

$$\frac{H_1}{D} = 0.1190 \quad \text{Tabla 7}$$

$$H_1 = 0.1190 * 24 \text{ in} = 2.86 \text{ in}$$



11. Longitud de trayectoria de flujo. FPL

$$FPL = \frac{12 * DT - (2H_1 + H_3 + 2H_5 + 2H_7)}{NP} = \frac{12 * 2.0 - (2 * 2.86 \text{ in})}{1.0}$$

$$FPL = 18.28 \text{ in}$$

$$FPL \text{ modular} = 19.0 \text{ in}$$

$$H = 2.5 \text{ in}$$

$$H/D = 2.5 \text{ in}/24 \text{ in} = 0.1042$$

$$L/D = 0.6105$$

$$AD_1/AT = 0.0551 \quad \text{Tabla 7}$$

$$L = 0.6105 * 24 \text{ in} = 14.65 \text{ in}$$

$$AD_1 = 0.0551 * 3.14 \text{ ft}^2 = 0.173 \text{ ft}^2$$

$$AD = 2 AD_1 = 2 * 0.173 \text{ ft}^2 = 0.346 \text{ ft}^2$$

12. Area activa. AA

$$AA = AT - (2AD_1 + AD_3 + 2AD_5 + 2AD_7) = 3.14 \text{ ft}^2 - 0.346 \text{ ft}^2 =$$

$$AA = 2.794 \text{ ft}^2$$

13. % Inundación a V/L constante

$$\frac{\%}{100} = \frac{Vload + GPM * FPL/13,000}{AA * CAF} = \frac{0.652 + 82.7 * 19/13,000}{2.794 * 0.427} = 0.648$$

$$\frac{\%}{100} = \frac{Vload}{AT * CAF * 0.78} = \frac{0.652}{3.14 * 0.427 * 0.78} = 0.623$$

Aplica el mayor valor.

14. Factor de carga del derramadero. DLF

$$DLF = (AD * VD_{dsg} / GPM)^{0.6} = (0.346 * 250/82.7)^{0.6} =$$

$$DLF = 1.03$$

15. Ancho de la trayectoria de flujo. WFP

$$WFP = AA * 144/FPL = 2.794 \text{ ft}^2 * 144/19 \text{ in} = 21.2 \text{ in}$$

16. Número total de válvulas por plato. NU

$$\text{Líneas} = \left[\frac{FPL - 8.5}{0.5 * \text{base}} + 1 \right] * NP = \left[\frac{19 \text{ in} - 8.5}{0.5 * 3.0} + 1 \right] * 1 = 8$$

$$\text{Unidades/línea} = \frac{WFP}{5.75 * NP} - 0.8 = \frac{21.2}{5.75 * 1.0} - 0.8 = 2.9$$

$$NU = 8 \text{ líneas} * 3 \text{ unidades/línea} = 24 \text{ unidades}$$

17. Caída de presión de plato seco. ΔP_{dry}

$$\Delta P_{dry} = 1.35 \text{ tm } D_m/D_1 + K_1 (V_h)^2 D_v/D_1$$

$$\Delta P_{dry} = K_2 (V_h)^2 D_v/D_1$$

$$A_h = NU/78.5 = 24/78.5 = 0.3057 \text{ ft}^2$$

$$V_h = CFS/A_h = 3.35 \text{ ft}^3/\text{seg} / 0.3057 \text{ ft}^2 = 10.96 \text{ ft}/\text{seg}$$

$$\Delta P_{dry} = 1.35 * 0.074 * 480/60.2 + 0.2 * (10.96)^2 * 2.2/60.2 =$$

$$\Delta P_{dry} = 1.67 \text{ in liq.}$$

$$\Delta P_{dry} = 1.05 * (10.96)^2 * 2.2/60.2 = 4.6 \text{ in liq.}$$

Se utiliza el mayor valor.

18. Caída de presión total. ΔP

$$\Delta P = \Delta P_{dry} + 0.4 (GPM/L_w)^{2/3} + 0.4 H_w$$

$$H_w = 2.0 \text{ in}$$

$$L_w = 2L = 2 * 14.65 \text{ in} = 29.3 \text{ in}$$

$$\Delta P = 4.6 \text{ in liq.} + 0.4 (82.7/29.3)^{2/3} + 0.4 * 2.0 = 6.2 \text{ in liq.}$$

$$\Delta P = 6.2 \text{ in liq.} * 60.2/1728 = 0.216 \text{ lb}/\text{in}^2$$

19. Backup del derramadero. H_{dc}

$$V_{load}/A_h = 0.652 \text{ ft}^3/\text{seg} / 0.3057 \text{ ft}^2 = 2.13 \text{ ft}/\text{seg}$$

$$A_{ud} = AD/3 < A_{ud} < AD/2$$

$$A_{ud} = 0.15 \text{ ft}^2$$

$$V_{ud} = \frac{GPM * 0.0022}{A_{ud}} = \frac{(82.7 * 0.0022) \text{ ft}^3/\text{seg}}{0.15 \text{ ft}^2} = 1.23 \text{ ft}/\text{seg}$$

$$H_{ud} = 0.65 (V_{ud})^2 = 0.65 * (1.23)^2 = 0.98 \text{ in liq.}$$

$$H_{dc} = H_w + 0.4 (GPM/L_w)^{2/3} + (\Delta P + H_{ud})(D_1/D_1 - D_v)$$

$$H_{dc} = 2 + 0.4 (82.7/29.3)^{2/3} + (6.2 + 0.98) (60.2/60.2 - 2.2) =$$

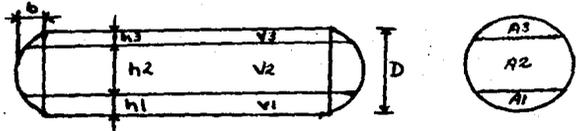
$$H_{dc} = 10.25 \text{ in}$$

El procedimiento utilizado se basó en el manual del fabricante Glitsch, para platos tipo válvula.

RESUMEN:

Consultar la hoja de datos correspondiente.

2.4.5 Tanque de Balance. V - 102



1. Tiempo de residencia Ts = 45 min.
2. Condiciones de diseño Td = 40 °C
Pd = 1 atm. = 14.696 lb/in²
3. De acuerdo a la tabla 8 se considera que el material de construcción es acero al carbón SA-515 con un esfuerzo permisible S de 13,700 lb/in².

Se considera una eficiencia de soldadura E del 80%.

4. La corrosión permisible C de 1/16 in.

5. Dimensiones

Volumen total del líquido

$$V1 = 37,231.6 \frac{\text{lb}}{\text{h}} * \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}} * \frac{1 \text{ ft}^3}{60.8 \text{ lb}} * 45 \text{ min} = 459.3 \text{ ft}^3$$

Considerando que el nivel máximo alcanzado por el líquido esta a una altura de 0.85D que corresponde aproximadamente al 90% del volumen total

$$Vt = 459.3 \text{ ft}^3 / 0.9 = 510.3 \text{ ft}^3$$

Diámetro óptimo

$$F = \frac{P}{C S E} = \frac{14.696 \text{ lb/in}^2}{0.0625 \text{ in} * 13,700 \text{ lb/in}^2 * 0.8} = 0.0215 \text{ in}^{-1}$$

De la Fig. 18

$$D = 6.6 \text{ ft}$$

Transformando a un diámetro comercial tenemos D = 6.5 ft

Area (de sección circular)

$$A = \pi D^2/4 = 3.1416 * 6.5^2/4 = 33.18 \text{ ft}^2$$

Para determinar la longitud se consideró el volumen de cabezas, tomando en cuenta que el volumen necesario de 510.3 ft^3 debe ser la capacidad del tanque entre los niveles máximo y mínimo.

El nivel mínimo es de $= 6 \text{ in} = 0.5 \text{ ft}$

El nivel máximo es de $= 0.85 D = 0.85 * 6.5 \text{ ft} = 5.525 \text{ ft} = 66.3 \text{ in}$

Capacidad a nivel mínimo (6 in)

1) Cilindro. de la Tabla 7

$$\frac{h_1}{D} = \frac{0.5 \text{ ft}}{6.5 \text{ ft}} = 0.0769 \longrightarrow \frac{A_1}{A} = 0.0353$$

$$A_1 = 0.0353 * A = 0.0353 * 33.18 \text{ ft}^2 = 1.1713 \text{ ft}^2$$

$$V_{\text{cil}_1} = 1.1713 \text{ L}$$

2) Cabezas. De la Tabla 9

$$\frac{h_1}{D} = 0.0769 \longrightarrow f(Z_c) = 0.0354$$

$$\text{Volumen parcial} = \frac{1}{6} \pi K D^3 f(Z_c)$$

$$K = \frac{2b}{D}$$

$$b = D/4 = 6.5 \text{ ft}/4 = 1.625 \text{ ft}$$

$$K = 2 * 1.625 \text{ ft}/6.5 \text{ ft} = 0.5$$

$$V_{\text{cab}_1} = \frac{1}{6} * 3.1416 * 0.5 * (6.5 \text{ ft})^3 * 0.0354 = 2.5451 \text{ ft}^3$$

Capacidad a nivel máximo (66.3 in)

1) Cilindro. De la Tabla 7

$$\frac{h_3}{D} = \frac{0.975 \text{ ft}}{6.5 \text{ ft}} = 0.15 \longrightarrow \frac{A_3}{A} = 0.0941$$

$$A_3 = 0.0941 * A = 0.0941 * 33.18 \text{ ft}^2 = 3.1222 \text{ ft}^2$$

$$V_{cil_3} = 3.1222 \text{ L}$$

2) Cabezas. De la Tabla 9

$$\frac{h_1 + h_2}{D} = \frac{5.525 \text{ ft}}{6.5 \text{ ft}} = 0.85 \longrightarrow f(Z_c) = 0.905939$$

$$V_{cab_2} = \frac{1}{6} * 3.1416 * 0.5 * (6.5 \text{ ft})^3 * 0.905939 = 65.1340 \text{ ft}^3$$

Por lo que el volumen del cilindro queda:

$$V_{cil} = (33.18 - 1.1713 - 3.1222) \text{ L} = 28.8865 \text{ L}$$

y el volumen de las cabezas:

$$V_{cab} = 65.1340 \text{ ft}^3 - 2.5451 \text{ ft}^3 = 62.5889 \text{ ft}^3$$

con el valor del volumen total podremos saber L

$$28.8865 \text{ L} + 62.5889 \text{ ft}^3 = 459.3 \text{ ft}^3$$

$$L = \frac{459.3 \text{ ft}^3 - 62.5889 \text{ ft}^3}{28.8865 \text{ ft}^2} = 13.7334 \text{ ft}$$

Por lo que se utilizará placa comercial de 14 ft

El volumen real del líquido entre los niveles máximo y mínimo será:

$$V = V_{cil} * L + V_{cab} = 28.8865 \text{ ft}^2 * 14 \text{ ft} + 62.5889 \text{ ft}^3 = 467 \text{ ft}^3$$

con un flujo de :

$$37,231.6 \frac{\text{lb}}{\text{h}} * \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} * \frac{1 \text{ ft}^3}{60.8 \text{ lb}} = 10.206 \text{ ft}^3/\text{min}$$

donde el tiempo de residencia es de 45.76, y la relación L/D resultante es de 2.15.

2.4.6 Torre Recuperadora de Alcohol Aliflico. T - 102

Flujo de vapor. CFS = $160.7 \text{ ft}^3/\text{seg}$

Flujo de líquido. GPM = 115.1 GPM

Densidad del vapor. $D_v = 0.0411 \text{ lb}/\text{ft}^3$

Densidad del líquido. $D_l = 62.89 \text{ lb}/\text{ft}^3$

Espaciamiento entre platos. TS = 24 in

Sistema = No espumante

Factor de sistema. $F_s = 1.0$

1. Velocidad de diseño. VD_{dsg}

$$VD_{dsg} = 250 \text{ GPM}/\text{ft}^2$$

2. Factor de capacidad de vapor. CAF

$$CAF_o = 0.386$$

$$CAF = 0.386$$

3. Factor de carga de vapor. $Vload$

$$Vload = 4.1 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

4. Diámetro de la torre aproximado. DT'

$$DT' = 4.0 \text{ ft}$$

$$NP = 1$$

5. Longitud de trayectoria de flujo aproximada. FPL'

$$FPL' = 36 \text{ in}$$

6. Area activa mínima. AAM

$$AAM = 16.38 \text{ ft}^2$$

7. Area mínima de derramadero. ADM

$$ADM = 1.32 \text{ ft}^2$$

8. Area de la columna. ATM

$$ATM = 19.48 \text{ ft}^2$$

$$DT = 5.0 \text{ ft}$$

$$AT = 19.635 \text{ ft}^2$$

9. Area total del derramadero. AD

$$AD = 1.33 \text{ ft}^2$$

10. AD1 = 0.665 ft²

$$\frac{H1}{D} = 0.0745$$

$$\frac{AD1}{AT} = 0.0338$$

$$H1 = 4.47 \text{ in}$$

11. Longitud de trayectoria de flujo. FPL

$$FPL = 51.06 \text{ in}$$

$$H1 = 4 \text{ in}$$

$$\frac{L}{D} = 0.4983$$

$$L = 29.9 \text{ in}$$

$$FPL_{\text{modular}} = 52 \text{ in}$$

$$\frac{H}{D} = 0.0667$$

$$\frac{AD1}{AT} = 0.0285$$

$$AD1 = 0.5596 \text{ ft}^2$$

12. Area activa. AA

$$AA = 18.51 \text{ ft}^2$$

13. % Inundación a V/L constante

$$\frac{\% \text{ inundación}}{100} = 0.695$$

14. Factor de carga del derramadero. DLF

$$DLF = 1.7$$

15. Ancho de la trayectoria de flujo. WFP

$$WFP = 51.3 \text{ in}$$

16. Número total de válvulas por plato. NU

$$\text{Líneas} = 30$$

$$NU = 240$$

$$\text{Unidades/línea} = 8.1 \approx 8$$

17. Caída de presión en plato seco. ΔP_{dry}

$$Ah = 3.1 \text{ ft}^2$$

$$\Delta P_{\text{dry}} = 1.8 \text{ in liq.}$$

$$Vh = 51.8 \text{ ft/seg}$$

18. Caída de presión total. ΔP

$$H_w = 2.0 \text{ in}$$

$$\Delta P = 3.26 \text{ in liq.} = 0.12 \text{ lb/in}^2$$

$$L_w = 59.8 \text{ in}$$

19. Backup del derramadero. H_{dc}

$$V_{load}/A_h = 1.32 \text{ ft/seg}$$

$$V_{ud} = 0.563 \text{ ft/seg}$$

$$H_{dc} = 6.09 \text{ in}$$

$$A_{ud} = 0.45 \text{ ft}^2$$

$$H_{ud} = 0.206 \text{ in liq.}$$

Se utilizó el mismo procedimiento establecido para la torre T -101.

RESUMEN:

Consultar la hoja de datos correspondiente.

2.4.7 Torre Recuperadora de Acido Acético. T - 103

Flujo de vapor. CFS = 94.77 ft³/seg
Flujo de líquido. GPM = 36.4 GPM
Densidad del vapor. Dv = 0.195 lb/ft³
Densidad del líquido. Dl = 62.7 lb/ft³
Espaciamiento entre platos. TS = 24 in
Sistema = No espumante
Factor de sistema. Fs = 1.0

1. Velocidad de diseño. VDdsg

$$VD_{dsg} = 250 \text{ GPM/ft}^2$$

2. Factor de capacidad de vapor. CAF

$$CAF_o = 0.458$$

$$CAF = 0.458$$

3. Factor de carga de vapor. Vload

$$Vload = 5.3 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

4. Diámetro de la torre aproximado. DT'

$$DT' = 4.0 \text{ ft}$$

$$NP = 1$$

5. Longitud de trayectoria de flujo aproximada. FPL'

$$FPL' = 36 \text{ in}$$

6. Area activa mínima. AAM

$$AAM = 16.83 \text{ ft}^2$$

7. Area mínima del derramadero. ADM

$$ADM = 0.416 \text{ ft}^2$$

8. Area de la columna. ATM

$$ATM = 21.17 \text{ ft}^2$$

$$DT = 5.5 \text{ ft}$$

$$AT = 23.76 \text{ ft}^2$$

9. Area total del derramadero. AD

$$AD = 0.4669 \text{ ft}^2$$

10. $AD1 = 0.2335 \text{ ft}^2$

$$\frac{AD1}{AT} = 0.0098$$

$$\frac{H1}{D} = 0.0325$$

$$H1 = 2.145 \text{ in}$$

11. Longitud de trayectoria de flujo. FPL

$$FPL = 61.71 \text{ in}$$

$$FPL \text{ modular} = 61 \text{ in}$$

$$H1 = 2.5 \text{ in}$$

$$\frac{H1}{D} = 0.0379$$

$$\frac{L}{D} = 0.3824$$

$$\frac{AD1}{AT} = 0.0124$$

$$L = 25.23 \text{ in}$$

$$AD1 = 0.2946 \text{ ft}^2$$

12. Area activa. AA

$$AA = 23.17 \text{ ft}^2$$

13. % Inundación a V/L constante

$$\frac{\% \text{ inundación}}{100} = 0.624$$

14. Factor de carga del derramadero. DLF

$$DLF = 2.31$$

15. Ancho de la trayectoria de flujo. WFP

$$WFP = 54.69 \text{ in}$$

16. Número total de válvulas por plato. NU

$$\text{Líneas} = 36$$

$$\text{Unidades/línea} = 8.7 \approx 9$$

$$NU = 324$$

17. Caída de presión en plato seco. ΔP_{dry}

$$Ah = 4.0 \text{ ft}^2$$

$$Vh = 23.72 \text{ ft/seg}$$

$$\Delta P_{dry} = 1.84 \text{ in liq.}$$

18. Caída de presión total. ΔP

$$H_w = 2.0 \text{ in}$$

$$\Delta P = 2.96 \text{ in liq.} = 0.107 \text{ lb/in}^2$$

$$L_w = 50.46 \text{ in}$$

19. Backup del derramadero. Hdc

$$V_{load}/A_h = 1.324 \text{ ft/seg}$$

$$V_{ud} = 0.32 \text{ ft/seg}$$

$$H_{dc} = 5.36 \text{ in}$$

$$A_{ud} = 0.25 \text{ ft}^2$$

$$H_{ud} = 0.0667 \text{ in liq.}$$

Se utilizó el mismo procedimiento establecido para la torre T-101.

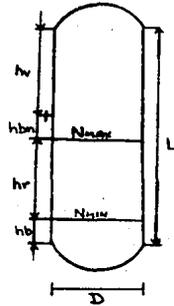
RESUMEN:

Consultar la hoja de datos correspondiente.

2. 4. 8 Evaporadores Multiple Efecto.

A. 1 er. efecto. TE - 101

1. Tiempo de residencia $T_s = 5 \text{ min}$
2. Condiciones de diseño $T_d = 51.6 \text{ }^\circ\text{C}$
 $P_d = 100.7 \text{ mm Hg}$
 $= 1.95 \text{ lb/in}^2$



3. De acuerdo a la Tabla 8 se considera que el material de construcción es acero al carbón SA - 515 con un esfuerzo permisible S de 13,700 lb/in².

Se considera una eficiencia de soldadura E del 80%.

4. La corrosión permisible C de 1/16 in.

5. Dimensiones

Volumen total del líquido

$$V_l = 12,315.08 \frac{\text{lb}}{\text{h}} * \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}} * \frac{1 \text{ ft}^3}{70.14 \text{ lb}} * 5 \text{ min} = 14.63 \text{ ft}^3$$

Diámetro óptimo

$$F = \frac{P}{C S E} = \frac{1.95 \text{ lb/in}^2}{0.0625 \text{ in} * 13,700 \text{ lb/in}^2 * 0.8} = 0.0028 \text{ in}^{-1}$$

De la Fig. 18

$$D = 2.6 \text{ ft}$$

Transformando a un diámetro comercial tenemos $D = 2.5 \text{ ft} = 76.2 \text{ cm}$

Cálculo de h_v

$$\phi \text{ boquilla} = 3 \text{ in} = 7.6 \text{ cm}$$

$$h_v = 0.2 D + 91.5 + \phi/2$$

$$h_v = 0.2 * 76.2 \text{ cm} + 91.5 \text{ cm} + 7.6 \text{ cm}/2 = 110.55 \text{ cm}$$

Por criterio recomendado se utilizará $h_v = 122 \text{ cm}$ como mínimo
 $h_v = 4 \text{ ft}$

Cálculo de h_{bn}

$$h_{bn} = 0.2 D + 15.2 + \phi/2 = 0.2 * 76.2 \text{ cm} + 15.2 \text{ cm} + 7.6 \text{ cm}/2 =$$
$$h_{bn} = 1.1 \text{ ft}$$

Cálculo de h_r

$$h_r = Q_1 * T_s/A \qquad A = \pi D^2/4 = \frac{3.1416 * (2.5 \text{ ft})^2}{4} = 4.9 \text{ ft}^2$$

$$h_r = \frac{2.926 \text{ ft}^3/\text{min} * 5 \text{ min}}{4.9 \text{ ft}^2} = 3 \text{ ft}$$

Cálculo de h_b

Por criterio $h_b = 15.2 \text{ cm} = 0.5 \text{ ft}$

$$D = 2.5 \text{ ft}$$

$$L/D = 3.4$$

$$L = 8.6 \text{ ft placa comercial} \longrightarrow L = 10 \text{ ft}$$

B. 2 do. efecto. TE - 102

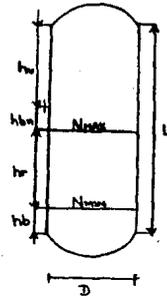
1. Tiempo de residencia
2. Condiciones de diseño

$$T_s = 5 \text{ min}$$

$$T_d = 33.6 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P_d = 31.8 \text{ mm Hg}$$

$$= 0.615 \text{ lb/in}^2$$



3. De acuerdo a la Tabla 8 se considera que el material de construcción es acero al carbón SA - 515 con un esfuerzo permisible S de 13,700 lb/in²

Se considera una eficiencia de soldadura E del 80%.

4. La corrosión permisible C de 1/16 in

5. Dimensiones

Volumen total del líquido

$$V_l = 18,309.38 \frac{\text{lb}}{\text{h}} * \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} * \frac{1 \text{ ft}^3}{63.6 \text{ lb}} * 5 \text{ min} = 23.99 \text{ ft}^3$$

Diámetro óptimo

$$F = \frac{P}{C S E} = \frac{0.615 \text{ lb/in}^2}{0.0625 \text{ in} * 13,700 \text{ lb/in}^2 * 0.8} = 0.0009 \text{ in}^{-1}$$

De la Fig. 18

$$D = 3.2 \text{ ft}$$

Transformando a un diámetro comercial tenemos $D = 3.0 \text{ ft} = 91.44 \text{ cm}$

Cálculo de h_v

$$\phi \text{ boquilla} = 3 \text{ in} = 7.6 \text{ cm}$$

$$h_v = 0.2 D + 91.5 + \phi/2$$

$$h_v = 0.2 * 91.44 \text{ cm} + 91.5 \text{ cm} + 7.6 \text{ cm}/2 = 113.6 \text{ cm}$$

Por criterio recomendado se utilizará $h_v = 122 \text{ cm}$ como mínimo
 $h_v = 4 \text{ ft}$

Cálculo de h_{bn}

$$h_{bn} = 0.2 D + 15.2 + \phi/2 = 0.2 * 91.44 \text{ cm} + 15.2 \text{ cm} + 7.6 \text{ cm}/2 =$$
$$h_{bn} = 37.3 \text{ cm} = 1.2 \text{ ft}$$

Cálculo de h_r

$$h_r = Q_1 T_s / A \qquad A = \pi D^2 / 4 = \frac{3.1416 * (3.0 \text{ ft})^2}{4} =$$
$$A = 7.1 \text{ ft}^2$$
$$h_r = \frac{4.798 \text{ ft}^3/\text{min} * 5 \text{ min}}{7.1 \text{ ft}^2} = 3.4 \text{ ft}$$

Cálculo de h_b

Por criterio $h_b = 15.2 \text{ cm} = 0.5 \text{ ft}$

$$D = 3.0 \text{ ft} \qquad L/D = 3.0$$
$$L = 9.1 \text{ ft} \text{ placa comercial} \longrightarrow L = 10 \text{ ft}$$

2.4.9 Torre de Arrastre con Vapor. T - 105

1. Tiempo de residencia

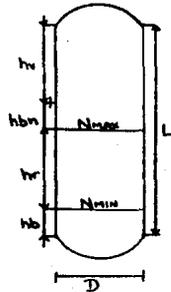
$$T_s = 10 \text{ min}$$

2. Condiciones de diseño

$$T_d = 96 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P_d = 1 \text{ atm}$$

$$= 14.696 \text{ lb/in}^2$$



3. De acuerdo a la Tabla 8 se considera que el material de construcción es acero al carbón SA - 515 con un esfuerzo permisible S de 13, 700 lb/in²

Se considera una eficiencia de soldadura E del 80%.

4. La corrosión permisible C de 1/16 in.

5. Dimensiones

Volumen total del líquido

$$V_l = 5,862.15 \frac{\text{lb}}{\text{h}} * \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} * \frac{1 \text{ ft}^3}{76.6 \text{ lb}} * 10 \text{ min} = 12.76 \text{ ft}^3$$

Diámetro óptimo

$$F = \frac{P}{C S E} = \frac{14.696 \text{ lb/in}^2}{0.0625 \text{ in} * 13,700 \text{ lb/in}^2 * 0.8} = 0.0215 \text{ in}^{-1}$$

De la Fig. 18

$$D = 2.3 \text{ ft}$$

Transformando a un diámetro comercial tenemos $D = 2.5 \text{ ft} = 76.2 \text{ cm}$

Cálculo de hv

$$\phi \text{ boquilla} = 3 \text{ in} = 7.6 \text{ cm}$$

$$h_v = 0.2 D + 91.5 + \phi/2$$

$$h_v = 0.2 * 76.2 \text{ cm} + 91.5 \text{ cm} + 7.6 \text{ cm}/2 = 110.5 \text{ cm}$$

Por criterio recomendado se utilizará $h_v = 122 \text{ cm}$ como mínimo
 $h_v = 4 \text{ ft}$

Cálculo de h_{bn}

$$h_{bn} = 0.2 D + 15.2 + \phi/2 = 0.2 * 76.2 \text{ cm} + 15.2 \text{ cm} + 7.6 \text{ cm}/2 =$$
$$h_{bn} = 34.2 \text{ cm} = 1.1 \text{ ft}$$

Cálculo de h_r

$$h_r = \frac{Q_1 * T_s}{A} \quad A = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{3.1416 * (2.5 \text{ ft})^2}{4} = 4.9 \text{ ft}^2$$

$$h_r = \frac{1.276 \text{ ft}^3/\text{min} * 10 \text{ min}}{4.9 \text{ ft}^2} = 2.6 \text{ ft}$$

Cálculo de h_b

Por criterios $h_b = 15.2 \text{ cm} = 0.5 \text{ ft}$

$$D = 2.5 \text{ ft}$$

$$L/D = 3.2$$

$$L = 8.2 \text{ ft placa comercial} \longrightarrow L = 8.0 \text{ ft}$$

2.4.10 Torre de Separación de Eter - Acido. T - 104

Flujo de vapor. CFS = 68.94 ft³/seg
Flujo de líquido. GPM = 24.53 GPM
Densidad de Vapor. Dv = 0.218 lb/ft³
Densidad de líquido. Dl = 61.83 lb/ft³
Espaciamiento entre platos. TS = 24 in
Sistema = No espumante
Factor de sistema = 1.0

1. Velocidad de diseño. VD_{dsg}

$$VD_{dsg} = 250 \text{ GPM/ft}^2$$

2. Factor de capacidad de vapor. CAF

$$CAF_o = 0.46$$

$$CAF = 0.46$$

3. Factor de carga de vapor. Vload

$$Vload = 4.1 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

4. Diámetro de la torre aproximado. DT'

$$DT' = 3.5 \text{ ft}$$

$$NP = 1$$

5. Longitud de trayectoria de flujo aproximada. FPL'

$$FPL' = 31.5 \text{ in}$$

6. Area activa mínima. AAM

$$AAM = 12.92 \text{ ft}^2$$

7. Area mínima de derramadero. ADM

$$ADM = 0.284 \text{ ft}^2$$

8. Area de la columna. ATM

$$ATM = 16.33 \text{ ft}^2$$

$$DT = 4.5 \text{ ft}$$

$$AT = 15.9 \text{ ft}^2$$

9. Area total del derramadero. AD

$$AD = 0.2766 \text{ ft}^2$$

10. $AD1 = 0.1383 \text{ ft}^2$

$$\frac{AD1}{AT} = 0.0087$$

$$\frac{H1}{D} = 0.0300$$

$$H1 = 1.62 \text{ in}$$

11. Longitud de trayectoria de flujo. FPL

$$FPL = 50.76 \text{ in}$$

$$FPL \text{ modular} = 50.5 \text{ in}$$

$$H1 = 1.75 \text{ in}$$

$$\frac{H1}{D} = 0.0324$$

$$\frac{L}{D} = 0.3546$$

$$\frac{AD1}{AT} = 0.0098$$

$$L = 19.15 \text{ in}$$

$$AD1 = 0.1559 \text{ ft}^2$$

12. Area activa. AA

$$AA = 15.59 \text{ ft}^2$$

13. % Inundación a V/L constante

$$\frac{\% \text{inundación}}{100} = 0.719$$

14. Factor de carga del derramadero. DLF

$$DLF = 2.0$$

15. Ancho de la trayectoria de flujo. WFP

$$WFP = 44.46 \text{ in}$$

16. Número total de válvulas por plato. NU

$$\text{Líneas} = 29$$

$$\text{Unidades/línea} = 6.9 \approx 7.0$$

$$NU = 203$$

17. Caída de presión en plato seco. ΔP_{dry}

$$Ah = 2.56 \text{ ft}^2$$

$$Vh = 26.92 \text{ ft/seg}$$

$$\Delta P_{dry} = 2.683 \text{ in liq.}$$

18. Caída de presión total. ΔP

$$H_w = 2.0 \text{ in}$$

$$\Delta P = 3.78 \text{ in liq.} = 0.135 \text{ lb/in}^2$$

$$L_w = 38.3 \text{ in}$$

19. Backup del derramadero. Hdc

$$V_{load}/A_h = 1.6 \text{ ft/seg}$$

$$V_{ud} = 0.45 \text{ ft/seg}$$

$$H_{dc} = 6.22 \text{ in}$$

$$A_{ud} = 0.12 \text{ ft}^2$$

$$H_{ud} = 0.1315 \text{ in liq.}$$

Se utilizó el mismo procedimiento establecido en la torre T-101.

RESUMEN:

Consultar la hoja de datos correspondiente.

2.5 DOCUMENTOS DESCRIPTIVOS.

2.5.1 Descripción del Proceso

El proceso de obtención de glicerina a partir de alcohol alílico, es el denominado proceso ácido; también conocido como proceso limpio, ya que no utiliza cloro y fue establecido por las compañías Daiçel y FMC.

El proceso Daicel da como resultado altos rendimientos de glicerina, por medio de la epoxidación del alcohol alílico con ácido peracético y la hidratación del glicidol producido en una columna de reacción - destilación, sin el uso de ningún catalizador. Además, se obtiene como subproducto ácido acético muy puro.

La producción del ácido peracético se realiza mediante la oxidación en fase líquida del acetaldehído con aire.

Sistema de Reacción - Destilación

Reacción en fase líquida. Usualmente, el ácido peracético se obtiene industrialmente en una solución con un carboxilato alifático ligero, como es el acetato de etilo y el acetato de metilo, incluyendo mínimas cantidades de ácido acético, debido a su inestabilidad. La hidrólisis del acetato de etilo es aproximadamente del 10% en fase líquida de la reacción del alcohol alílico con ácido peracético en presencia de un exceso de agua en una columna de platos múltiples con recirculación. Más aún, el producto de la hidrólisis del acetato de etilo, forma una mezcla azeotrópica que es difícil de separar.

Destilación de la Solución de Acido Peracético/Acetato de Etilo.

Para prevenir la hidrólisis del acetato de etilo se efectúa una destilación azeotrópica entre el acetato de etilo y el agua, que después reaccionará con el alcohol alílico. La columna se opera a 150 mm Hg. y una temperatura de 40 °C.

El diagrama de flujo para la producción de glicerina por la reacción del alcohol alílico y el ácido peracético muestra que, la solución de ácido peracético/acetato de etilo se alimenta en la parte media de la columna y el alcohol alílico se alimenta pocos platos abajo de la sección media, mientras que un exceso de agua 10 a 50 molar con respecto al ácido peracético se alimenta en lo alto de la columna de reacción - destilación. La presión es controlada entre 100 - 150 mm Hg. para mantener una temperatura

de 40 - 70 °C en la zona de reacción. El acetato de etilo obtenido en la destilación se manda fuera de límites de batería para que sea deshidratado y alimentado a la reacción de acetaldehído para la obtención de ácido peracético que se lleva a cabo en un proceso aparte.

El producto de la reacción contiene glicidol, glicerina, ácido acético, agua y alcohol alílico, que son alimentados a un tanque de balance, con un tiempo de residencia de 45 minutos, para que en este tiempo se termine de llevar a cabo la reacción y se obtenga una corriente compuesta por glicerina, ácido acético, agua y alcohol alílico que no reaccionó.

Esta corriente es precalentada y alimentada como líquido saturado en la parte baja de una columna de destilación con platos, para separar el alcohol alílico y parte del agua. La presión de trabajo es de 760 mm Hg., mientras que la temperatura es de 102 °C. A su vez, estos productos son enviados fuera de límites de batería para deshidratar el alcohol alílico y de esta manera alimentarlo nuevamente a la reacción principal.

El producto de esta destilación conteniendo principalmente ácido acético, agua, glicerina y un residuo pesado, son enviados, habiéndoles disminuído su temperatura previamente, a la parte alta de una columna de extracción con platos que opera a 20 °C y una presión de 760 mm Hg. Además, se alimenta a contracorriente éter isopropílico que actúa como agente extractor para recuperar el ácido acético de la corriente principal.

La recuperación del ácido acético se hace simplemente por destilación de la corriente precalentada para tenerla como líquido saturado que se alimenta a la parte baja de una columna de platos que opera a 760 mm Hg. y una temperatura de 76.5 °C. Por fondos obtendremos una solución de ácido acético al 66% en peso y por el domo el éter isopropílico con pequeñas cantidades de agua y ácido acético, que se realimenta a la parte baja y a la temperatura de operación de la columna de extracción.

Después de la extracción, la corriente principal es alimentada a un evaporador de doble efecto a contracorriente, donde se eliminará casi totalmente el agua contenida. Para lograr esto, se alimentará en el primer efecto vapor saturado a 150 # y la corriente a evaporar se alimentará en el segundo efecto con una temperatura igual a la de salida de la columna de extracción. El evaporador estará operando a una presión de 100.7 mm Hg. y 31.8 mm Hg. y a una temperatura de 51.6 °C y 30 °C en el primer y segundo efecto respectivamente.

La línea que sale del primer efecto del evaporador contiene una solución de glicerina al 98% en peso y un residuo pesado de

peso molecular 132, que son alimentados a una columna de destilación por arrastre con vapor que opera a 760 mm Hg. y temperatura de 96°C. El vapor de arrastre utilizado será vapor saturado de 150 # y que nos servirá para eliminar de nuestro producto principal el residuo pesado.

Finalmente, la solución de glicerina se hace pasar por un condensador parcial en el que se eliminará el vapor de arrastre y a continuación por un cambiador de calor en donde se disminuirá la temperatura de la solución para ser almacenada.

2.5.2 Filosofía Operacional.

Variables de Operación y Control de Proceso.

a. Temperatura

El control de la temperatura se llevará a cabo en la salida de la corriente de calentamiento del reboiler, mediante un controlador de temperatura en los siguientes equipos:

Torre de Reacción- Destilación. Para evitar un aumento en la temperatura de reacción que provocaría que no solamente se elimine el acetato de etilo, sino que las demás materias primas pueden evaporarse junto con esta corriente.

Torre Recuperadora de Alcohol Alílico. Se debe mantener una temperatura de 100 - 105 °C para evitar la disminución en la concentración de alcohol alílico en el destilado, y de esta manera poder recircularlo a la alimentación principal.

Torre de Separación Éter- Ácido. Controlando la temperatura en 76.5 °C, se obtiene una buena separación entre el éter isopropílico y el ácido acético y de esta manera puede reutilizarse el éter en la extracción.

Torre de Arrastre con Vapor. La temperatura en esta torre es proporcionada por el vapor de arrastre alimentado, controlando esta para evitar un aumento en la presión y por consiguiente la variación en la eficiencia.

b. Presión.

La presión en la torre de reacción-destilación, se controla mediante una bomba de vacío. El mantener una presión baja (150 mm Hg) en la torre nos permite tener la temperatura de operación deseada y asegurar la eficiencia de la reacción.

En la torre de recuperación de alcohol alílico, la torre de separación éter-ácido y la torre de arrastre con vapor, la presión se regula con un control de presión colocado en la línea de alimentación al condensador, para asegurar la condensación total ó parcial de la corriente de vapor alimentado.

En el caso de los evaporadores múltiple efecto, el control de la presión se realiza con un eyector colocado en la línea de salida del vapor desprendido en la segunda etapa de evaporación, permitiéndonos así tener la temperatura de evaporación adecuada en cada efecto.

c. Nivel.

El nivel en la torre de reacción-destilación, la torre recuperadora de alcohol alílico, la torre de separación éter-ácido, en la torre de arrastre con vapor y en los condensadores, se lleva a cabo mediante una válvula de control de nivel colocada en la línea de descarga de la bomba en la parte baja de las torres y los condensadores. En los evaporadores múltiple efecto, la válvula de control se localiza en la línea de alimentación del segundo al primer efecto. En todos los casos, la válvula de control de nivel nos permite evitar que el nivel del líquido disminuya ó aumente demasiado, evitándose la cavitación en las bombas y la inundación en las torres respectivamente.

d. Flujo.

En la torre de reacción-destilación, la torre recuperadora de alcohol alílico, la torre de separación éter-ácido y la torre de arrastre con vapor, se tiene un control de flujo en la línea de reflujo; y en la torre de extracción este control de flujo se localiza en la alimentación del éter isopropílico a la torre. Este control nos permite alimentar la cantidad de reflujo deseado a las torres.

2.5.3 Criterios de Diseño.

La planta de producción de glicerina sintética está constituida principalmente por dos secciones: Reacción y Purificación.

Se tomó como capacidad de diseño 1.2 veces la capacidad normal y se recibe alimentación de tanques de almacenamiento que se encuentran a 1 atm. de presión y que dosifican las materias primas necesarias para el desarrollo del proceso.

La selección de los equipos se realizó de acuerdo a los siguientes criterios:

1) Para las torres de platos T-101, T-102, T-103 y T-104; se utilizó la gufa para la selección de columnas de destilación o absorción cuyos resultados se muestran a continuación.

Se decidió la selección de platos con válvulas por lo siguiente:

- Con flujos bajos de vapor la válvula abre lo suficiente para tener condiciones estables de operación.
- La combinación de baja caída de presión y alta eficiencia para sistemas al vacío significan una menor caída de presión en la torre.
- Las válvulas tienen un borde que acentúa la turbulencia en la posición en que entra el vapor al líquido y genera un área interfacial vapor-líquido adicional para dar una eficiencia de plato alta.

2) Purificación del a glicerina.

La destilación por arrastre con vapor es un término aplicado al proceso de destilación con vapor directo. La destilación por arrastre con vapor es comunmente usada en las siguientes situaciones:

- a. Para separar relativamente pequeñas cantidades de materiales de alto punto de ebullición.

GUIA PARA LA SELECCION DE COLUMNAS DE DESTILACION O ABSORCION

T-101

empacada platos

1) Factores que dependen del sistema

- Si se tiene tendencia espumante, empacada si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>
- Si hay sólidos disueltos, platos si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>
- Si maneja fluidos corrosivos, empacada si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>
- Si se remueve calor de solución, platos si no ambas	<u> </u>	<u> x </u>
- Si la capacidad es pequeña, empacada si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>
- Si es sensible a la temperatura, empacada si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>
- Si los componentes tienen puntos de ebullición cercanos, empacada si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>
- Si es viscoso, empacada si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>

2) Factores que dependen del modo de operación

- Si la operación es intermitente, empacada si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>
- Si la resistencia a la transferencia de masa es controlada por la fase gaseosa, empacada; si es controlada por la fase líquida, platos; si no es controlada por ninguna, ambas.	<u> </u>	<u> </u>
- Si se requiere de amplias variaciones en flujos de líquido y/o gas, platos si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>
- Si la exactitud en el diseño es crítica, platos si no ambas	<u> </u>	<u> x </u>
- Si no se desea una retención de líquido en la columna, empacada si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>
- Si se tiene que mantener baja la caída de presión en la columna, empacada si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>

3) Factores dependientes de la naturaleza física de la columna

- Si se espera limpieza frecuente, platos si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>
- Si el peso de la columna es crítico, empacada si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>
- Si salidas laterales son empleadas, platos si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>
- Si el diámetro de la columna es menor de 3ft, empacada, si es mayor platos	<u> x </u>	<u> </u>
- Si el espacio en el domo es crítico empacada, si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>
- Si el espacio es crítico, platos si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>

Total

 17 19

GUIA PARA LA SELECCION DE COLUMNAS DE DESTILACION O ABSORCION

T-102

1) Factores que dependen del sistema

empacada platos

- Si se tiene tendencia espumante, empacada si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>
- Si hay sólidos disueltos, platos si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>
- Si maneja fluidos corrosivos, empacada si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>
- Si se remueve calor de solución, platos si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>
- Si la capacidad es pequeña, empacada si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>
- Si es sensible a la temperatura, empacada si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>
- Si los componentes tienen puntos de ebullición cercanos, empacada si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>
- Si es viscoso, empacada si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>

2) Factores que dependen del modo de operación

- Si la operación es intermitente, empacada si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>
- Si la resistencia a la transferencia de masa es controlada por la fase gaseosa, empacada; si es controlada por la fase líquida, platos; si no es controlada por ninguna, ambas.	<u> X </u>	<u> X </u>
- Si se requiere de amplias variaciones en flujos de líquido y/o gas, platos si no ambas	<u> </u>	<u> X </u>
- Si la exactitud en el diseño es crítica, platos si no ambas	<u> </u>	<u> X </u>
- Si no se desea una retención de líquido en la columna, empacada si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>
- Si se tiene que mantener baja la caída de presión en la columna, empacada si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>

3) Factores dependientes de la naturaleza física de la columna

- Si se espera limpieza frecuente, platos si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>
- Si el peso de la columna es crítico, empacada si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>
- Si salidas laterales son empleadas, platos si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>
- Si el diámetro de la columna es menor de 3ft, empacada, si es mayor platos	<u> </u>	<u> X </u>
- Si el espacio en el domo es crítico empacada, si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>
- Si el espacio es crítico, platos si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>

Total	<u> 17 </u>	<u> 20 </u>
-------	---------------	---------------

GUIA PARA LA SELECCION DE COLUMNAS DE DESTILACION O ABSORCION:

T-103

1) Factores que dependen del sistema

empacada platos

- Si se tiene tendencia espumante, empacada si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>
- Si hay sólidos disueltos, platos si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>
- Si maneja fluidos corrosivos, empacada si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>
- Si se remueve calor de solución, platos si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>
- Si la capacidad es pequeña, empacada si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>
- Si es sensible a la temperatura, empacada si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>
- Si los componentes tienen puntos de ebullición cercanos, empacada si no ambas	<u> X </u>	<u> </u>
- Si es viscoso, empacada si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>

2) Factores que dependen del modo de operación

- Si la operación es intermitente, empacada si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>
- Si la resistencia a la transferencia de masa es controlada por la fase gaseosa, empacada; si es controlada por la fase líquida, platos; si no es controlada por ninguna, ambas.	<u> </u>	<u> X </u>
- Si se requiere de amplias variaciones en flujos de líquido y/o gas, platos si no ambas	<u> </u>	<u> X </u>
- Si la exactitud en el diseño es crítica, platos si no ambas	<u> </u>	<u> X </u>
- Si no se desea una retención de líquido en la columna, empacada si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>
- Si se tiene que mantener baja la caída de presión en la columna, empacada si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>

3) Factores dependientes de la naturaleza física de la columna

- Si se espera limpieza frecuente, platos si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>
- Si el peso de la columna es crítico, empacada si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>
- Si salidas laterales son empleadas, platos si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>
- Si el diámetro de la columna es menor de 3ft, empacada, si es mayor platos	<u> </u>	<u> X </u>
- Si el espacio en el domo es crítico empacada, si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>
- Si el espacio es crítico, platos si no ambas	<u> X </u>	<u> X </u>

Total 16 19

GUIA PARA LA SELECCION DE COLUMNAS DE DESTILACION O ABSORCION

T-104

empacada platos

1) Factores que dependen del sistema

- Si se tiene tendencia espumante, empacada si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>
- Si hay sólidos disueltos, platos si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>
- Si maneja fluidos corrosivos, empacada si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>
- Si se remueve calor de solución, platos si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>
- Si la capacidad es pequeña, empacada si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>
- Si es sensible a la temperatura, empacada si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>
- Si los componentes tienen puntos de ebullición cercanos, empacada si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>
- Si es viscoso, empacada si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>

2) Factores que dependen del modo de operación

- Si la operación es intermitente, empacada si no ambas	<u> -x </u>	<u> x </u>
- Si la resistencia a la transferencia de masa es controlada por la fase gaseosa, empacada; si es controlada por la fase líquida, platos; si no es controlada por ninguna, ambas.	<u> x </u>	<u> x </u>
- Si se requiere de amplias variaciones en flujos de líquido y/o gas, platos si no ambas	<u> </u>	<u> x </u>
- Si la exactitud en el diseño es crítica, platos si no ambas	<u> </u>	<u> x </u>
- Si no se desea una retención de líquido en la columna, empacada si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>
- Si se tiene que mantener baja la caída de presión en la columna, empacada si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>

3) Factores dependientes de la naturaleza física de la columna

- Si se espera limpieza frecuente, platos si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>
- Si el peso de la columna es crítico, empacada si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>
- Si salidas laterales son empleadas, platos si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>
- Si el diámetro de la columna es menor de 3ft, empacada, si es mayor platos	<u> </u>	<u> x </u>
- Si el espacio en el domo es crítico empacada, si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>
- Si el espacio es crítico, platos si no ambas	<u> x </u>	<u> x </u>

Total 17 20

- b. Para separar apreciables cantidades de materiales de alto punto de ebullición.
- c. Para recuperar materiales de alto punto de ebullición de pequeñas cantidades de impurezas con mayor punto de ebullición.
- d. Donde el material que será sujetado a destilación es térmicamente inestable ó puede reaccionar con otros componentes asociados con él a la temperatura de ebullición.
- e. Donde el material no puede ser destilado por calentamiento indirecto aún a baja presión, debido a su alta temperatura de ebullición.
- f. Donde los calentadores de fuego directo no se pueden utilizar por haber peligro.

En el caso de la purificación de la glicerina se utilizó este método , ya que aplican las situaciones 4 y 5 debido a que:

1. La glicerina es un material cuyo punto de ebullición es de 290 °C pero es térmicamente inestable ya que a 204 °C se calcina, porque es su punto de fuego.
2. No se puede utilizar calentamiento indirecto aún a baja presión, ya que su temperatura de ebullición como puede observarse en el punto anterior es alta.
3. Además de aplicarse el punto 2, ya que se están separando grandes cantidades de glicerina de alto punto de ebullición.

3) Evaporación Múltiple Efecto

El objetivo de la evaporación es concentrar una solución consistente de un soluto no volátil y un solvente volátil, que en la mayoría de los casos este solvente es agua.

La evaporación es conducida por la vaporización de una parte del solvente para producir una solución concentrada, que generalmente es el producto deseado y el vapor es condensado y desechado, aunque en algunas ocasiones deseado es el solvente.

La evaporación se puede llevar a cabo en una ó varias etapas, la diferencia entre éstas es que a medida que se aumentan etapas, se aumenta la cantidad de producto evaporado, llegándose a un número óptimo de etapas en donde la economía del sistema es el factor determinante del número de éstas.

Se tienen cuatro tipos de evaporadores:

1. Tubos cortos

- El vapor se condensa fuera de los tubos
- Provee una buena transferencia de calor a un costo razonable
- La limpieza de los tubos es sencilla debido a su tamaño
- Los coeficientes de transferencia son altos cuando se tienen líquidos ligeros y bajos cuando se tienen líquidos viscosos.

2. Tubos largos

- Estos evaporadores son especialmente efectivos para concentrar líquidos que tienden a ser espumantes.

3. Evaporadores de película

- Se utilizan para manejar productos sensitivos que no se pueden concentrar de otra manera.
- Se adaptan bien para concentrar líquidos viscosos

4. Agitados

- La ventaja de éstos evaporadores es su habilidad para dar altas velocidades de transferencia de calor con líquidos viscosos
- El producto puede tener una viscosidad tan alta como 1000P a la temperatura de evaporación
- Se recomienda especialmente para productos como gelatina, hule latex, antibióticos y jugos de frutas.
- Tienen altos costos y sus partes movibles necesitan de un considerable mantenimiento.

Considerando los aspectos anteriores, y para los fines deseados, se concluyó que se utilizaría un doble efecto de evaporación ya que la economía es más cercana a la unidad y las áreas de calefacción son menores (ver memorias de cálculo). Y debido a las especificaciones de nuestro producto, un sistema de tubos cortos que son los más tradicionales se adaptarían a los requerimientos de evaporación deseados.

4) Reboilers

El reboiler es conectado al fondo de una torre fraccionadora y

provee el calor de calentamiento necesario para la destilación. El medio de calentamiento puede ser vapor ó un fluido caliente del proceso.

Se tienen los siguientes tipos de reboiler:

- a. **Tipo Kettle.** Cuando ocurre la vaporización del lado de la coraza, este diseño común provee adecuado espacio en el domo para la separación del vapor y el líquido sobre el haz de tubos. Existen algunas evidencias de que la generación de vapor produce un alto rango de circulación en el haz de tubos, y el resultado es que a menores flujos de calor, el reboiler tipo kettle actualmente da mayores coeficientes de transferencia de calor.
- b. **Termosifón Vertical.** La circulación normal del líquido se obtiene manteniendo suficiente cabeza de líquido para producir circulación. El flujo se induce por la presión hidrostática entre el líquido en el derramadero y la mezcla de dos fases en los tubos del reboiler. Aun cuando no hay acumulación de componentes pesados, son más difíciles de diseñar que los tipo kettle, especialmente para operaciones al vacío.
- c. **Circulación Forzada.** En este tipo de reboiler se utiliza una bomba para inducir la circulación del líquido a través de la superficie de transferencia de calor. Pueden ser diseñados para que la ebullición ocurra dentro de tubos verticales, tubos horizontales ó en la coraza.

En base a lo anterior se determinó que los reboilers a utilizarse serían del tipo kettle que nos permiten una buena separación entre el vapor a recircular a la torre y el líquido, además de que se verificó a lo largo del procedimiento que el flujo de calor Q/A no se excedía de 12,000 Btu/h ft².

5) Condensadores

Los condensadores se utilizan para cambiar un vapor al estado líquido, esto se logra a una temperatura lo suficientemente alta para que el calor del vapor pueda ser removido por el agua de enfriamiento. El tamaño de un condensador depende de la diferencia entre la temperatura de condensación y el rango del agua de enfriamiento.

Se tienen dos tipos de condensadores, horizontales y verticales, algunas diferencias entre éstos dos tipos de condensadores son:

- a. Cuando el reflujo es retornado a la columna, un condensador horizontal da suficiente cabeza hidrostática para este efecto; en cambio el condensador vertical tendría que elevarse considerablemente.
- b. El mantenimiento y el soporte estructural para el condensador vertical puede ser más costoso y de considerable mayor dificultad.
- c. Si no solo se desea condensar el vapor sino que también enfriar el condensado, es de mayor utilidad el condensador vertical.

Analizando éstas características y sabiendo que lo que se requiere es ahorro de espacio, fácil manejo y que solo se requiere la condensación del vapor para recircularlo a la torre, se opta por la selección del condensador tipo horizontal, en el que dependiendo del vapor que se quiera condensar, este se alimentará dentro o fuera de los tubos del condensador.

6) Cambiadores de Calor

Los equipos de transferencia de calor están definidos por su función en que toma parte en el proceso. Los cambiadores recuperan calor entre dos corrientes de proceso. Vapor y agua de enfriamiento son servicios y no son considerados en el sentido de corrientes recuperables del proceso.

Los tipos de cambiadores son los siguientes:

- a. Doble tubo. Se utilizan para pequeños flujos y altos rangos de temperatura. Estas secciones se adaptan bien a altas temperaturas, aplicaciones altas de presión por sus relativamente pequeños diámetros. La desventaja de este tipo de cambiador es la pequeña superficie de transferencia de calor en una sola sección. Cuando se utiliza en equipos de destilación ó en procesos industriales se requiere de un gran número de secciones, además de tomar mucho tiempo el desmontaje y montaje para la limpieza de los tubos y ocupan un considerable espacio.
- b. Tubos y coraza. El haz de tubos que lo constituye provee el espaciamiento mínimo entre el tubo más externo y la coraza, proporciona una gran área superficial por volumen unitario de espacio ocupado. Ayudan al ahorro de espacio, ya que conforme los

requerimientos de superficie de intercambio de calor se vuelven grandes, los diseños de cambiadores de calor de doble tubo demandan excesivo espacio.

Debido a las ventajas y desventajas que cada uno de estos cambiadores proporciona, la selección será de cambiadores de tubo y coraza.

2.6 REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES.

Servicio : Agua de Enfriamiento.

<u>Equipo</u>	<u>Consumo (lb/h)</u>
EC - 101	165,603.14
E - 104	6,700.92
EC - 102	374,533.60
E - 106	149,593.05
E - 107	73,211.76
EC - 103	214,583.20
E - 109	122,688.85
E - 110	41,307.69
E - 111	17,844.87
E - 112	11,032.25
E - 113	2,884.72
EC - 104	504,290.86
Total Agua de Enfriamiento:	<u>1'684,274.91 lb/h</u>

Servicio : Vapor de Calentamiento.

<u>Equipo</u>	<u>Consumo (lb/h)</u>
E - 101	1,189.93
E - 102	250.93
E - 103	54.49
RB - 101	8,730.00
E - 105	4,962.86
RB - 102	23,610.00
E - 108	5,267.94
RB - 103	16,022.00
TE - 101	8,996.20
T - 105	11,124.00
RB - 104	109.31

Total Vapor de Calentamiento: 80,317.66 lb/h

Servicio: Energía Eléctrica

<u>Equipo</u>	<u>Potencia (HP)</u>	<u>Consumo (Watt)</u>
P - 101	0.461	343.77
P - 102	0.005	3.73
P - 103	0.389	290.08
P - 104	0.554	413.12
P - 105	0.234	174.49
P - 106	0.427	318.41
P - 107	1.174	875.45
P - 108	0.163	121.55
P - 109	0.012	8.95
P - 110	0.037	27.59

Total Energía Eléctrica : 2,577.14 Watts

2.7 HOJAS DE DATOS DE EQUIPO

Reboiler Tipo Kettle	RB - 101
Condensador Tipo Horizontal	EC - 101
Cambiador de Calor	E - 105
Torre de Reacción - Destilación	T - 101
Tanque de Balance	V - 102
Torre Recuperadora de Alcohol Alílico	T - 102
Torre Recuperadora de Acido Acético	T - 103
Evaporadores Multiple Efecto	TE - 101/102
Torre de Arrastre con Vapor	T - 105
Torre de Separación Eter - Acido	T - 104

CAMBIADOR DE CALOR

HOJA DE DATOS

SERVICIO POR UNIDAD	Reboiler	RB - 101	POSICION
TAMAÑO	TIPO		Kettle
SUPERFICIE POR UNIDAD (GRUESA, EFECTIVA)	PIE ² M ² ENVOLVENTES POR UNIDAD		
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (GRUESA, EFECTIVA)	PIE ² M ² ARREGLO DE ENVOLVENTES		

CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD

	X	LADO ENVOLVENTE		LADO TUBOS	
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
FLUIDO CIRCULADO		solución glicolada		vapor saturado	
FLUIDO TOTAL ENTRANDO	LB / HR	9,215.59		8,730	
LIQUIDO	LB / HR	KG / HR			
GRABEDAD ESPECIFICA			0.98	0.98	1.0
CONDUCTIVIDAD TERMICA	BTU/HR-PIE ²	KCAL/HRM ²	0.347	0.347	0.389
CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-°F	KCAL/KG-°C	0.934	0.934	0.9986
VISCOSIDAD	CP	CP	1.42	1.42	0.33
PESO MOLECULAR	LB/LBMOL	KG/KGMOL	22.01	22.01	18
VAPOR	LB / HR	KG / HR			
CALOR LATENTE	BTU/LB	KCAL/KG			857.9
PESO MOLECULAR	LB/LBMOL	KG/KGMOL			18
CONDUCTIVIDAD TERMICA	BTU/HR-PIE ²	KCAL/HRM ²			5.1
CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-°F	KCAL/KG-°C			0.45
VISCOSIDAD	CP	CP			0.012
DENSIDAD	LB/PIE ³	KG/CM ³			
TEMPERATURA	°F	°C	180	180	150
PRESION (ATM, PSIA)	LB/PIE ² MAN	KG/CM ² MAN	12.9	12.9	150
NO. PARES POR ENVOLVENTE					
VELOCIDAD	PIE/SEG	M/SEG			
CAIDA DE PRESION	LB/PIE ²	KG/CM ²			
FACT. DE ENFRIAMIENTO	HR-DEG ² /BTU	HRM ² /KCAL			
CALOR TRANSFERIDO	BTU/HR, KCAL/HR		7,489,328.8		201.1
COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA	BTU/HRPIE ² °F	KCAL/HRM ² °C	167		
			PERMITIDA	CALC	PERMITIDA
			0.001		0.001
				LIMPO	SERVICIO

CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

PRESION DE DISEÑO	LB/PIE ² MAN	KG/CM ² MAN		
PRESION DE PRUEBA	LB/PIE ² MAN	KG/CM ² MAN		
TEMPERATURA DE DISEÑO	°F	°C		
TUBOS ENVOLVENTE	No. 151	D.E. 0.75	PIE	LONG. 32
TAPA DE ENVOLVENTE		D.I.	15.25 in	
CANAL		TAPA DE CAPEZAL FLOTANTE		
ESPEJOS : FIJO		CUBIERTA DEL CANAL		
MAMPARAS/SOPORTE DE TUBOS		FLOTANTE		
MAMPARA LONGITUDINAL		ESPACIAMIENTO /NUM.	% CORTE	FINO
TIPO DE UNION : ENVOLVENTE		TUBOS	TUBO A ESPEJO	
EMPALME J. ENVOLVENTE A TAPA		ENVOLVENTE A ESPEJO	ESPEJO A CANAL	
CAPEZAL FLOTANTE		CANAL A TAPA	FOJAS DE SELLO	
FORMAS PERMISIBLES : LADO ENVOLVENTE			PLA. LADO TUBOS	PLA.
COMOS REQUERIDOS : TEMA "R" ASME DIV. I ULTIMA EDICION, ADDENDAS Y ESPECIFICACIONES				
GENERALES E-201				
PESES : ENVOLV. Y NAZ DE TUBOS	LB, KG	NAZ DE TUBOS	LB, KG LLENO DE AGUA	LB, KG
PESO EN OPERACION	LB, KG			
NOTAS GENERALES :				
<p>*ESTA HOJA DE DATOS DEBERA SER COMPLETADA CON EL DISEÑO MECANICO FINAL DEL EQUIPO. NO OBJETO DE ESTA TESIS.</p>				

CAMBIADOR DE CALOR

HOJA DE DATOS

SERVICIO POR UNIDAD CONDENSADOR - EC - 101	POSICION
TAMAÑO	TIPO Horizontal
SUPERFICIE POR UNIDAD (GRUESA, EFECTIVA)	PIE ² M ² ENVOLVENTES POR UNIDAD
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (GRUESA, EFECTIVA)	PIE ² M ² ARREGLO DE ENVOLVENTES

CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD

	X	LADO ENVOLVENTE		LADO TUBOS	
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
FLUIDO CIRCULADO		aceite de estilo		agua	
FLUIDO TOTAL ENTRANDO	LB / HR	26,503.74		165,603.14	
LIQUIDO	LB / HR	KG / HR			
GRAVEDAD ESPECIFICA	BTU/HR-PIE ²	KCAL/MM ²	0.901	0.901	1.0
CONDUCTIVIDAD TERMICA	BTU/LB-°F	KCAL/CM-°C	0.101	0.101	0.343
CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-°F	KCAL/GR-°C	0.457	0.457	0.98
VISCOSIDAD	CP	CP	0.57	0.57	1.75
PESO MOLECULAR	LB/LBMOL	KG/KBMOL	88.1	88.1	18
VAPOR	LB / HR	KG / HR			
CALOR LATENTE	BTU/LB	KCAL/KG			
PESO MOLECULAR	LB/LBMOL	KG/KBMOL			
CONDUCTIVIDAD TERMICA	BTU/HR-PIE ²	KCAL/HR-°C			
CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-°F	KCAL/GR-°C			
VISCOSIDAD	CP	CP			
DENSIDAD	LB/PIE ³	GR/CM ³			
TEMPERATURA	°F	°C	100	100	68
PRESION (ATM)	PSIA	KG/CM ² MAN	2.9		14.7
Nº PASOS POR ENVOLVENTE					
VELOCIDAD	PIE/SEG	M/SEG			
CAIDA DE PRESION	LB/PIE ²	KG/CM ²		PERMITIDA 6.7 CALE	PERMITIDA 1.3 CALE
CAIDA DE ENTALPES	HR-PIE ² /BTU	MBQ ² /KCAL		0.0015	0.0015
CALOR TRANSFERIDO	BTU/HR	KCAL / HR	4'299,653.8		LMTD (CORREGIDA) °C 20.3
COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA	BTU/PIE ² °F	KCAL/HR-M ² °C	245		LMTD 179.4

CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

PRESION DE DISEÑO	LB/PIE ² MAN	KG/CM ² MAN		
PRESION DE PRUEBA	LB/PIE ² MAN	KG/CM ² MAN		
TEMPERATURA DE DISEÑO	°F	°C		
TUBOS	No.	376	O.E.	0.75
ENVOLVENTE				PULS BWG 14 LONG. 16 PIES ARREGLO 1" A
TAPA DE ENVOLVENTE				D.I. 23.25 ID
CANAL				TAPA DE CABEZAL FLOTANTE
ESPEJOS: FIJO				CUBIERTA DEL CANAL
MAMPARAS/SOPORTE DE TUBOS				FLOTANTE
MAMPARA LONGITUDINAL				ESPACIAMIENTO / NUM.
TIPO DE UNION: ENVOLVENTE				% CORTE
EMPALME: ENVOLVENTE A TAPA				FLUJO
CABEZAL FLOTANTE				PLACA DE CROUSE
CONDICION PERMISIBLE: LADO ENVOLVENTE				TUBO A ESPEJO
CONDICION PERMISIBLE: LADO TUBOS				ESPEJO A CANAL
CONDICION PERMISIBLE: TEMA "A" ASME SEC. IV. ULTIMA EDICION, ADENDAS Y ESPECIFICACIONES				CANAL A TAPA
GENERALES E-301				FOJAS DE SELLO
PESOS: ENVOLV. Y HAZ DE TUBOS	LB, KG			
PESO EN OPERACION	LB, KG			
NOTAS GENERALES:				

* ESTA HOJA DE DATOS DEBERA SER COMPLETADA CON EL DISEÑO MECANICO FINAL DEL EQUIPO? NO OBJETO DE ESTA TESIS.

CAMBIADOR DE CALOR

HOJA DE DATOS

SERVICIO POR UNIDAD		CAMBIADOR DE CALOR E - 105		POSICION	
TAMAÑO		TIPO			
SUPERFICIE POR UNIDAD (GRUESA, EFECTIVA)		PIE ² M ² ENVOLVENTES POR UNIDAD			
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (GRUESA, EFECTIVA)		PIE ² M ² ARREGLO DE ENVOLVENTES			

CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD

FLUIDO CIRCULADO	X		LADO ENVOLVENTE		LADO TUBOS	
	LB / HR	KG / HR	Vapor		mezcla productora	
FLUIDO TOTAL ENTRANDO			4,989.2		40,372.2	
LIGUIDO	LB / HR	KG / HR	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
GRAVEDAD ESPECIFICA			1.0	1.0	0.976	1.008
CONDUCTIVIDAD TERMICA	BTU/HR-PIE ²	KCAL/HRM ² C	0.389	0.326	0.344	0.344
CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-°F	KCAL/KG°C	0.9986	1.032	0.912	0.912
VISCOSIDAD	CP	CP	0.33	1.495	0.755	0.755
PESO MOLECULAR	LB/LBMOL	KG/RGMOL	18	23.9	23.9	23.9
VAPOR	LB / HR	KG / HR				
CALOR LATENTE	BTU/LB	KCAL/KG	857.9			
PESO MOLECULAR	LB/LBMOL	KG/RGMOL	18			
CONDUCTIVIDAD TERMICA	BTU/HR-PIE ²	KCAL/HRM ² C	5.1			
CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-°F	KCAL/KG°C	0.45			
VISCOSIDAD	CP	CP	0.012			
DENSIDAD	LB/PIE ³	KG/CM ³				
TEMPERATURA	°F	°C	166.8	166.0	104	215.6
PRESION (ATM, PSIA)	LB/PIE ² BAR	KG/CM ² MAN	14.7		14.7	
Nº PASOS POR ENVOLVENTE			1		2	
VELOCIDAD	PIE/SEG	M/SEG				
CAIDA DE PRESION	LB/PULG ²	KG/CM ²		PERMISITA 1.8 CALC.		PERMISITA 0.113 CALC.
FACTOR DE ENFRIAMIENTO	MM-FRE-7/8TU	MM-C ² /KCAL		0.0006		0.0006
CALOR TRANSFERIDO	BTU/HR, KCAL / HR		4,280,260.6		LIMO (CORREGIDA) °C	201.1
CORFICIENTE DE TRANSPERENCIA	BTU/MPIE ² °F, KCAL/HR-M ² °C		475.9	LIMO	366.3	SERVICIO

CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

PRESION DE DISEÑO	LB/PULG ² MAN	KG/CM ² MAN		
PRESION DE PRUEBA	LB/PULG ² MAN	KG/CM ² MAN		
TEMPERATURA DE DISEÑO	°F	°C		
TUBOS	No. 37	D.E. 0.75	PULG DWS 14	LONG. 8
ENVOLVENTE	No. 37 D.E. 0.75 PULG DWS 14 LONG. 8 PRESARREGLO 11A			
TAPA DE ENVOLVENTE	TAPA DE CABEZAL FLOTANTE			
CANAL	CUBIERTA DEL CANAL			
ESPEJOS: FILO	FLOTANTE			
MAMPARAS/SOPORTE DE TUBOS	ESPACIAMIENTO/NUM			
MAMPARA LONGITUDINAL	PLACA DE CROQUE			
TIPO DE UNION: ENVOLVENTE	TUBOS			
EMPAQUES: ENVOLVENTE A TAPA	ENVOLVENTE A ESPEJO			
CABEZAL FLOTANTE	CANAL A TAPA			
CORROSION PERMISIBLE: LADO ENVOLVENTE	PULG LADO TUBOS			
CONDOS REQUERIDOS: TEMA "R" I ASME XIX DIV. I ULTIMA EDICION, ADENDAS Y ESPECIFICACIONES	FAS			
GENERALES E-RO1				
PESOS: ENVOLV. Y HAZ DE TUBOS	LB, KG	HAZ DE TUBOS	LB, KG LLENO DE AGUA	LB, KG
PESO EN OPERACION	LB, KG			
NOTAS GENERALES:				
* ESTA HOJA DE DATOS DEBERA SER COMPLETADA CON EL DISEÑO MECANICO FINAL DEL EQUIPO? NO OBJETO DE ESTA TESIS.				

DISEÑO DE PLATOS DE VALVULAS

Recipiente No. T-101 Servicio Reacción-Destilación
 Diámetro de la Torre 2.0 ft 24 in
 Area de la Torre 3.14 ft² Area Activa 2.794 ft²
 Area del Derramadero 0.4217 ft² Número de Pasos 1
 Longitud de Trayectoria de Flujo 19.0 in
 Ancho de Trayectoria de Flujo 21.2 in
 Longitud Lw 29.3 in Ancho Hw 2.0 in
 Número de platos en la Sección 40
 Espaciamiento entre Platos 24
 Factor de Sistema 1.0

Vapor	Flujo <u>26,532.0</u> lb/hr <u>3.35</u> ft ³ /seg
	Densidad <u>2.2</u> lb/ft ³ Factor de Carga <u>0.652</u>
	Factor de Capacidad <u>0.427</u>
Líquido	Flujo <u>39,698.8</u> lb/hr <u>82.7</u> GPM
	Densidad <u>60.2</u> lb/ft ³ Velocidad de Diseño <u>250</u>
	Factor de Carga del Derramadero <u>1.03</u>

% Inundación a V/L constante 0.648

Caída de Presión	Número de Válvulas <u>24</u> Ah <u>0.31</u> ft ²
	Vh ² Dv/Dl <u>4.39</u> ΔPdry <u>4.6</u> GPM/Lw <u>2.82</u>
	Hw <u>2.0</u> in 0.4 * Hw <u>0.8</u>
	ΔP <u>6.2</u> in liq <u>0.216</u> mm Hg.

DISEÑO DE PLATOS DE VALVULAS

Recipiente No. T-102 Servicio Recuperación Alcohol Alifnico

Diámetro de la Torre 5.0 ft 60 in

Area de la Torre 19.635 ft² Area Activa 18.51 ft²

Area del Derramadero 1.31ft² Número de Pasos 1

Longitud de Trayectoria de Flujo 52 in

Ancho de Trayectoria de Flujo 51.3 in

Longitu Lw 59.8 in Ancho Hw 2.0 in

Número de platos en la Sección 17

Espaciamiento entre Platos 24

Factor de Sistema 1.0

Flujo 23,790.5 lb/hr 160.7 ft³/seg

Densidad 0.0411 lb/ft³ Factor de Carga 4.1

Factor de Capacidad 0.386

Flujo - 58,056.2 lb/hr 115.1 GPM

Densidad 62.89 lb/ft³ Velocidad de Diseño 250

Factor de Carga del Derramadero 1.7

% Inundación a V/L constante 0.695

Número de Válvulas 240 Ah 3.1 ft²

Vh² Dv/Dl 1.75 ΔPdry 1.8 GPM/Lw 1.92

Hw 2.0 in 0.4 * Hw 0.8

ΔP 3.26 in liq 0.12 mm Hg.

DISEÑO DE PLATOS DE VALVULAS

Recipiente No. T - 103 Servicio Recuperación Acido Acético

Diámetro de la Torre 5.5 ft 66 in

Area de la Torre 23.76 ft² Area Activa 23.17 ft²

Area del Derramadero 0.4669 ft² Número de Pasos 1

Longitud de Trayectoria de Flujo 61 in

Ancho de Trayectoria de Flujo 54.69 in

Longitu Lw 50.46 in Ancho Hw 2.0 in

Número de platos en la Sección 15

Espaciamiento entre Platos 24

Factor de Sistema 1.0

Vapor Flujo 66,528.5 lb/hr 94.77 ft³/seg

Densidad 0.195 lb/ft³ Factor de Carga 5.3

Factor de Capacidad 0.458

Líquido Flujo 18,304.6 lb/hr 36.4 GPM

Densidad 62.7 lb/ft³ Velocidad de Diseño 250

Factor de Carga del Derramadero 2.31

% Inundación a V/L constante 0.624

Número de Válvulas 324 Ah 4.0 ft²

Vh² Dv/Dl 1.75 ΔPdry 1.84 GPM/Lw 0.72

Hw 2.0 in 0.4 * Hw 0.8

Caída de Presión ΔP 2.96 in liq 0.107 mm Hg.

DISEÑO DE PLATOS DE VALVULAS

Recipiente No. T - 104 Servicio Separación éter-ácido

Diámetro de la Torre 4.5 ft 54 in

Area de la Torre 15.9 ft² Area Activa 15.59 ft²

Area del Derramadero 0.2766 ft² Número de Pasos 1

Longitud de Trayectoria de Flujo 50.5 in

Ancho de Trayectoria de Flujo 44.46 in

Longitu Lw 38.3 in Ancho Hw 2.0 in

Número de platos en la Sección 13

Espaciamiento entre Platos 24

Factor de Sistema 1.0

Vapor Flujo 54,104.1 lb/hr 68.94 ft³/seg

Densidad 0.218 lb/ft³ Factor de Carga 4.1

Factor de Capacidad 0.46

Líquido Flujo 12,164.3 lb/hr 24.53 GPM

Densidad 61.83 lb/ft³ Velocidad de Diseño 250

Factor de Carga del Derramadero 2.0

% Inundación a V/L constante 0.719

Número de Válvulas 203 Ah 2.56 ft²

Vh² Dv/Dl 2.56 ΔPdry 2.68 GPM/Lw 0.64

Hw 2.0 in 0.4 * Hw 0.8

ΔP 3.78 in liq 0.135 mm Hg.

C A P I T U L O I I I

CONCLUSIONES

Como se sabe, día a día la tecnología va cambiando y esto provoca que algunos productos se vean desplazados, como es el caso de los detergentes que anteriormente se producían por la saponificación de grasas y ahora existen otros procesos; de aquí que la producción de glicerina natural se vea afectada, ya que esta se obtiene de la solución resultante de la saponificación de las grasas, por eso fue necesario buscar otros procedimientos, porque debido a los múltiples usos de la glicerina, entre ellos los explosivos, es un producto de importancia.

Teniendo como base el satisfacer las necesidades del mercado nacional, y un análisis económico simple del costo de materias primas y productos, se procedió a la búsqueda de los procesos existentes, de donde se obtuvieron los lineamientos generales para llegar a la selección del proceso más adecuado; que desde el punto de vista económico se establece que de acuerdo a otros estudios económicos ya realizados se demostró que el proceso es rentable económicamente, no siendo el objetivo de esta tesis mostrarlo.

La selección preliminar del proceso se realizó a través de un análisis técnico y una tabla comparativa de las ventajas y desventajas cualitativas de cada proceso; de donde se concluyó se puede realizar sin la adquisición de tecnología extranjera, ya que se cuenta con las herramientas y conocimientos suficientes para poder realizarlo.

Ya seleccionado el proceso y realizando el estudio de mercado de consumo, se procedió a la realización de la ingeniería básica, ésta se presenta como un diseño preliminar del proceso basado en métodos simplificados (no rigurosos) pero que se consideran buenos den-

tro de la práctica de un diseño real.

El presente trabajo proporciona un panorama global de la secuencia de pasos que se deben seguir en la formulación de un nuevo proyecto, llegando hasta la ingeniería básica que se presenta solo en su primera edición (preliminar) y que se deberá ir evolucionando y afinándose en las ediciones de aprobado para diseño y para construcción, hasta obtenerse todos los parámetros para la posterior realización de la ingeniería de detalle.

CAPITULO IV

ANEXOS

A. MEMORIAS DE CALCULO

B. TABLAS

C. FIGURAS

A. MEMORIAS DE CALCULO.

Cálculo de la Columna de Reacción - Destilación

El cálculo de esta columna se hace en base a el azeótropo formado por el acetato de etilo y el agua.

1. Cálculo de la línea de equilibrio por el método Carlson-Colburn.

1 acetato de etilo

2 agua

$$P_t = 150 \text{ mm Hg}$$

$$T = 40.0 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$x_1 = 0.793$$

$$x_2 = 0.207$$

a. Cálculo de los coeficientes de actividad

$$\gamma^*_1 = \frac{P_t}{P_1^0} =$$

$$\gamma^*_2 = \frac{P_t}{P_2^0} =$$

De la Fig. 19

$$P_1^0 = 186 \text{ mm Hg}$$

$$P_2^0 = 56 \text{ mm Hg}$$

$$\gamma^*_1 = \frac{150 \text{ mm Hg}}{186 \text{ mm Hg}} = 0.8065$$

$$\log \gamma^*_1 = -0.0934$$

$$\gamma^*_2 = \frac{150 \text{ mm Hg}}{56 \text{ mm Hg}} = 2.6786$$

$$\log \gamma^*_2 = 0.4279$$

b. Cálculo de las constantes A', B' de la ecuación de Carlson-Colburn, en el punto de azeotropía

$$A' = \log \gamma^*_1 \left(1 + \frac{x_2 \log \gamma^*_2}{x_1 \log \gamma^*_1} \right)^2 = -0.0934 \left(1 + \frac{0.207 * 0.4279}{0.793 * -0.0934} \right)^2 =$$

$$A' = -0.00358$$

$$B' = \log \gamma^*_2 \left(1 + \frac{x_1 \log \gamma^*_1}{x_2 \log \gamma^*_2} \right)^2 = 0.4279 \left(1 + \frac{0.793 * -0.0934}{0.207 * 0.4279} \right)^2 =$$

$$B' = 0.01148$$

c. Cálculo de las constantes a, a', b y b' para la ecuación de P1⁰

$$b = - \frac{y_2 x_2}{y_1 x_1} = - \frac{2.6786 * 0.207}{0.8065 * 0.793} = - 0.867$$

$$a = \frac{P_t}{x_1 y_1} = \frac{150 \text{ mm Hg}}{0.793 * 0.8065} = 234.5383 \text{ mm Hg}$$

a' y b' se evalúan a partir de las presiones de vapor de los dos componentes a dos diferentes temperaturas entre el punto de ebullición de ambos componentes.

Rango de ebullición	34.5 °C a 60.1 °C
Temperaturas elegidas	45.0 °C y 55.0 °C

De la Fig. 19

$$P_1^0, 45^\circ\text{C} = 229 \text{ mm Hg}$$

$$P_1^0, 55^\circ\text{C} = 343 \text{ mm Hg}$$

$$P_2^0, 45^\circ\text{C} = 72.5 \text{ mm Hg}$$

$$P_2^0, 55^\circ\text{C} = 118 \text{ mm Hg}$$

$$b' = \frac{P_1^0, 45^\circ\text{C} - P_1^0, 55^\circ\text{C}}{P_2^0, 45^\circ\text{C} - P_2^0, 55^\circ\text{C}}$$

$$b' = \frac{229 \text{ mm Hg} - 343 \text{ mm Hg}}{72.5 \text{ mm Hg} - 118 \text{ mm Hg}} = 2.5055$$

$$a' = P_1^0, 45^\circ\text{C} - b' * P_2^0, 45^\circ\text{C}$$

$$a' = 229 \text{ mm Hg} - 2.5055 * 72.5 \text{ mm Hg} = 47.3513 \text{ mm Hg}$$

d. Cálculo de P_1^0

$$P_1^0 = \frac{a * b' - a' * b}{b' - b}$$

$$P_1^0 = \frac{234.5383 \text{ mm Hg} * 2.5055 - 47.3513 \text{ mm Hg} * (-0.867)}{2.5055 - (-0.867)}$$

$$P_1^0 = 186.4 \text{ mm Hg}$$

e. Cálculo de y_1

$$y_1 = \frac{y_1 x_1 P_1^0}{P_t} = \frac{0.8065 * 0.793 * 186.4 \text{ mm Hg}}{150 \text{ mm Hg}} = 0.793$$

Para los otros puntos de la línea de equilibrio:

i) Evaluar a diferentes valores de x_1 y x_2 los coeficientes de actividad

$$\log \gamma_1 = \frac{A' x_2^2}{((A'/B')x_1 + x_2)^2}$$

$$\log \gamma_2 = \frac{B' x_1^2}{(x_1 + (B'/A')x_2)^2}$$

ii) Con γ_1 y γ_2 calcular a y b

$$a = \frac{P_t}{x_1 \gamma_1}$$

$$b = \frac{\gamma_2 x_2}{\gamma_1 x_1}$$

iii) Con a , b , a' y b' calculados para el punto de azeotropía, calcular P_1^0

$$P_1^0 = \frac{a * b' - a' * b}{b' - b}$$

iv) Con P_1^0 , calcular el valor de y_1 correspondiente

$$y_1 = \frac{\gamma_1 x_1 P_1^0}{P_t}$$

Los valores calculados por este método se encuentran reportados en la Tabla 10.

Representando los puntos de la Tabla 10 en un diagrama x vs. y , tenemos que la curva de equilibrio queda tal y como se representa en la Fig. 20.

2. Cálculo del número de etapas ideales por el método McCabe-Thiele.

a. Determinación de la concentración de alimentación, domo y fondo

Considerando que a 40 °C la solubilidad del agua en acetato de etilo es de

0.96 g agua/ g acetato de etilo

la concentración de alimentación queda de la siguiente manera:

$$\begin{aligned} \text{Alimentación : } 7.938.0 \text{ lb/h acetato de etilo} &= 90.1 \text{ lbmol/h} \\ 7,620.5 \text{ lb/h agua} &= \frac{423.4 \text{ lbmol/h}}{513.5 \text{ lbmol/h}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} x_{f1} &= 0.175 & x_{f2} &= 0.825 \\ PM &= 30.27 \text{ lb/lbmol} & T &= 40.0 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Obteniendo en el destilado 0.79 fracción mol de acetato de etilo tenemos que:

$$\begin{aligned} \text{Destilado: } x_{d1} &= 0.79 & x_{d2} &= 0.21 \\ PM &= 73.36 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

Para el residuo, se tendrá una fracción mol de acetato de etilo de 0.01

$$\begin{aligned} \text{Residuo : } x_{w1} &= 0.01 & x_{w2} &= 0.99 \\ PM &= 18.7 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F &= D + W & D &= F - W \\ F x_f &= D x_d + W x_w \\ F x_f &= (F - W) x_d + W x_w \\ F (x_f - x_d) &= W (x_w - x_d) \end{aligned}$$

$$W = \frac{F (x_f - x_d)}{x_w - x_d}$$

$$\begin{aligned} D &= 108.9 \text{ lbmol/h} & 108.9 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}} * 73.4 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}} &= 7,993 \text{ lb/h} \\ W' &= 404.6 \text{ lbmol/h} & 404.6 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}} * 18.7 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}} &= 7,566 \text{ lb/h} \\ W'' &= 1,286.9 \text{ lbmol/h} \end{aligned}$$

b. Cálculo de la intersección de las líneas de operación (línea q)

$$q = \frac{\text{calor para convertir a vapor saturado}}{\text{calor de vaporización}}$$

$$q = \frac{\text{entalpia del vapor saturado}}{\text{entalpia del vapor saturado} - \text{entalpia de la alimentación}}$$

El punto de rocío y de burbuja del acetato de etilo en la alimentación se obtienen del diagrama Txy Fig. 21, que se construye a partir de P1° en todo el rango de concentración de la Tabla 11, obteniéndose la temperatura correspondiente a cada punto de la Fig. 21; de esta forma los valores del diagrama Txy se muestran en la Tabla 11.

Asimismo los valores del calor latente y calor específico para cada componente se obtienen del Chemical Engineers Handbook, cap. 3.

Punto de burbuja de la alimentación de acetato de etilo:	54.0 °C
Punto de rocío de la alimentación de acetato de etilo :	57.8 °C
Calor latente de evaporación del acetato de etilo@ 54 °C:	170.85 Btu/lb
Calor latente de evaporación del agua@ 54 °C	: 1088 Btu/lb
Calor específico del acetato de etilo líquido @ 57.8 °C	: 0.476 Btu/lb °F
Calor específico del agua líquida @ 57.8 °C	: 0.9998 Btu/lb °F
Calor específico de la solución de alimentación	: 0.7326 Btu/lb °F

Entalpia del vapor saturado

$$H_{vs} = 0.175 (0.476 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F} * 88 \text{ lb/lbmol} * (136.04 ^\circ\text{F} - 129.2 ^\circ\text{F}) + 170.85 \text{ Btu/lb} * 88 \text{ lb/lbmol}) + 0.825 (0.9998 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F} * 18 \text{ lb/lbmol} (136.04 ^\circ\text{F} - 129.2 ^\circ\text{F}) + 1088 \text{ Btu/lb} * 18 \text{ lb/lbmol})$$

$$H_{vs} = 18,939.59 \text{ Btu/lbmol}$$

Entalpia de la mezcla de alimentación

$$H_{mez} = 0.7326 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F} * 30.27 \text{ lb/lbmol} (129.2 ^\circ\text{F} - 104 ^\circ\text{F})$$

$$H_{mez} = 558.83 \text{ Btu/lbmol}$$

$$q = \frac{18,939.59 \text{ Btu/lbmol}}{18,939.59 \text{ Btu/lbmol} - 558.83 \text{ Btu/lbmol}} = 1.032$$

La pendiente de la línea q se calcula de la siguiente manera:

$$\frac{q}{q-1} = \frac{1.032}{1.032-1} = 32.25$$

Esta pendiente se traza en el diagrama x vs. y Fig. 20

c. Línea de operación en la sección de rectificación.

Del diagrama Txy, la línea de operación de reflujo mínimo, pasa a través de la línea de intersección de la línea q y la curva de equilibrio

$$\frac{x_d}{R_{m+1} + 1} = \frac{0.79}{R_{m+1} + 1} = 0.27$$

$$R_m = \frac{0.79}{0.27} - 1 = 1.93 \text{ lbmol/lbmol D}$$

La relación de reflujo óptimo/reflujo mínimo se obtiene de la siguiente manera:

$$\log \left(\left(\frac{x_1}{x_2} \right)_D \left(\frac{x_2}{x_1} \right)_B \left(\frac{x_1}{x_2} \right)_F^{0.55 \alpha_1} \right)$$

$$\text{donde } \alpha_1 = \frac{P_1^o}{P_2^o} = \frac{186.0 \text{ mm Hg}}{56.0 \text{ mm Hg}} = 3.321$$

$$\log \left((0.79/0.21) (0.99/0.01) (0.175/0.825)^{0.55 * 3.321} \right) = 2.627$$

De la Fig. 22 con $\alpha = 3.321$

$$R_{\text{óptima}}/R_{\text{mínima}} = 1.2$$

de donde

$$R_{\text{óptima}} = 1.2 * R_{\text{mínima}} = 1.2 * 1.93 \text{ lbmol/lbmol D} =$$

$$R_{\text{óptima}} = 2.316 \text{ lbmol/lbmol D}$$

$$\frac{x_d}{R_{\text{óptima}} + 1} = \frac{0.79}{2.316 + 1} = 0.238$$

0.238 es el punto en el que la línea de operación de la sección de rectificación, que se inicia en $x_d = 0.79$, interseca al eje y.

d. Etapas ideales y reales

El número de etapas ideales se obtiene del diagrama x vs. y

Etapas ideales = 16

La eficiencia de los platos se obtiene de la Fig. 23 con el factor $\alpha * \mu$, donde α es la volatilidad relativa del acetato de etilo y μ es la viscosidad de la alimentación

$$\alpha = 3.321$$

$$\mu = 0.175 * 0.38 \cdot 0.825 * 0.70 = 0.644$$

$$\alpha * \mu = 3.321 * 0.644 = 2.139$$

Eficiencia de los platos = 40%

El número de platos reales será igual al número de platos ideales por la eficiencia

$$\text{Número de platos reales} = 16 / 0.40 = 40$$

e. Plato de alimentación. Método Kirkbride.

$$\log m/p = 0.206 \log \left[\frac{x_{f2}}{x_{f1}} * \frac{B}{D} * \left(\frac{x_1}{x_2} \right)_R \right]^2$$

$$\log m/p = 0.206 \log \left[\frac{0.825}{0.175} * \frac{1691.5}{108.9} * \left(\frac{0.01}{0.21} \right)^2 \right] = -0.161$$

$$m/p = 0.691$$

$$m + p = 40$$

$$0.691p + p = 40$$

$$p = 23.7$$

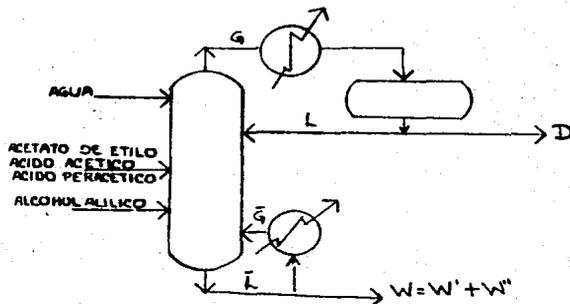
$$m = 16.3$$

m = platos teóricos arriba del plato de alimentación.

p = platos teóricos abajo del plato de alimentación.

Plato de alimentación = 16 ó 17

f. Flujo equimolar y vaporización.



$$D = 108.9 \text{ lbmol/h}$$

$$L = L_o = R D = 2.316 \frac{\text{lbmol}}{\text{lbmol D}} * 108.9 \frac{\text{lbmol D}}{\text{h}} = 252.2 \text{ lbmol/h}$$

$$G = D (R + 1) = 108.9 \frac{\text{lbmol D}}{\text{h}} (2.316 + 1) \frac{\text{lbmol}}{\text{lbmol D}} = 361.1 \text{ lbmol/h}$$

$$W = W' + W'' = 404.6 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}} + 1286.9 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}} = 1691.5 \text{ lbmol/h}$$

$$\bar{L} = qF + L = 1.032 * 1800.4 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}} + 252.2 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}} = 2110.2 \text{ lbmol/h}$$

$$\bar{G} = F(q - 1) + G = 1800.4 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}} (1.032 - 1) + 361.1 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}$$

$$\bar{G} = 418.7 \text{ lbmol/h}$$

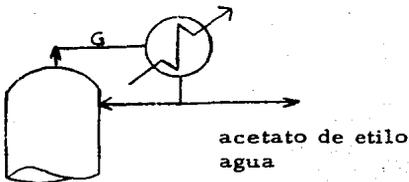
De la Fig. 24, podemos saber que, para un tiempo de residencia de 90 min para la torre de reacción - destilación, la composición de la corriente W es la siguiente:

<u>Componente</u>	<u>(lbmol/lb ac. perac)</u>	<u>lb/h</u>	<u>lbmol/h</u>	<u>x</u>
Glicidol	0.84	3358.3	45.40	0.0268
Glicerina	0.07	279.9	3.04	0.0018
Alcohol alílico	0.54	2158.9	37.20	0.0220
Acido peracético	0.34	1359.3	17.90	0.0106
Acido acético	0.07	279.9		
Acido acético		1323.0	26.70	0.0158
Acetato de etilo		361.2	4.10	0.0024
Agua		27986.4	1554.80	0.9192
H ₂ O ₂	0.016	64.0	1.90	0.0011
Residuo pesado		60.7	0.46	0.0003

Esta corriente W se alimenta a un tanque de balance, en el cual, con un tiempo de residencia de 45 min, los reactivos terminarán de reaccionar, para obtenerse una corriente con la siguiente composición:

<u>Componente</u>	<u>lb/h</u>	<u>lbmol/h</u>	<u>x</u>
Glicerina	4456.5	48.44	0.0286
Alcohol alílico	1606.6	27.70	0.0164
Acido acético	5400.0	90.00	0.0532
Agua	27169.2	1509.40	0.8923
Acetato de etilo	361.2	4.10	0.0024
H ₂ O ₂	64.0	1.90	0.0011
Residuo pesado	1314.7	9.96	0.0050

3. Cálculo de la carga térmica y el agua de enfriamiento para el condensador.



$$G = 361.1 \text{ lbmol/h} \quad T = 40^\circ\text{C}$$

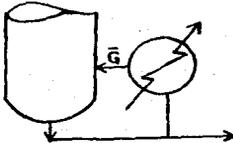
<u>x</u>	<u>λ Btu/lbmol</u>	<u>$\lambda * x$</u>
0.79	10,120	7,994.8
0.21	18,630	3,912.3
		<u>$\bar{\lambda} = 11,907.1 \frac{\text{Btu}}{\text{lbmol}}$</u>

$$Q = G * \bar{\lambda} = 361.1 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}} * 11,907.1 \frac{\text{Btu}}{\text{lbmol}} = 4,299,653.8 \text{ Btu/h}$$

$$m \text{ H}_2\text{O } 20^\circ\text{C} = \frac{Q}{C_p \Delta T} = \frac{4'299,653.8 \text{ Btu/h}}{0.9986 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F} (94 - 68)^\circ\text{F}} =$$

$$m \text{ H}_2\text{O} = 165,603.14 \text{ lb/h}$$

4. Carga térmica y vapor de calentamiento para el reboiler,



$$\bar{G} = 418.7 \text{ lbmol/h}$$

$$T = 40^\circ\text{C}$$

	x	λ Btu/lbmol	$\lambda * x$
glicidol	0.0268	8,474	227.1
glicerina	0.0018	21,060	37.9
alcohol alílico	0.0220	9,520	209.5
ácido peracético	0.0106	9,534	101.1
ácido acético	0.0158	9,572	151.2
acetato de etilo	0.0024	10,120	24.3
agua	0.9192	18,630	17,124.7
H ₂ O ₂	0.0011	10,270	11.3
residuo pesado	0.0003		
			$\bar{\lambda} = 17,887.1$

$$Q = \bar{G} * \bar{\lambda} = 418.7 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}} * 17,887.1 \frac{\text{Btu}}{\text{lbmol}} = 7'489,328.8 \text{ Btu/h}$$

$$m \text{ vap } 185.5^\circ\text{C} = \frac{7'489,328.8 \text{ Btu/h}}{857.9 \text{ Btu/lb}} = 8,730 \text{ lb/h}$$

Cálculo de la 1er. Torre de Separación. Recuperación del Alcohol Alílico. Destilación Multicomponentes.

$$F = 40,372.2 \text{ lb/h}$$

$$P = 760 \text{ mm Hg}$$

$$T = 102 \text{ }^\circ\text{C}$$

<u>Componente</u>	<u>lbmol/h</u>	<u>xf</u>
Acetato de etilo	4.10	0.0024
Alcohol alílico	27.70	0.0164
Agua	1509.40	0.8923
Acido acético	90.00	0.0532
Peróxido de hidrógeno	1.90	0.0011
Glicerina	48.44	0.0286
Residuo pesado	9.96	0.0060

1. Evaluación del punto de burbuja de la alimentación a 760 mm Hg, por el método de prueba y error. $T = 101.6 \text{ }^\circ\text{C}$

<u>Componente</u>	<u>Po(mm Hg)</u>	<u>y = Po/Pt xf</u>	<u>α_i/hk</u>
Acetato de etilo	1583.3	0.0050	3.540
Alcohol alílico	1010.0	0.0218	2.259
Agua (LK)	804.5	0.9445	1.800
Acido acético (HK)	447.1	0.0313	1.000
Peróxido de hidrógeno	121.2	0.0002	0.271
Glicerina	0.809	0.00003	0.0018
Residuo pesado			

La temperatura de burbuja de la alimentación es aproximadamente $101.6 \text{ }^\circ\text{C}$.

2. Determinación de la distribución aproximada de los componentes en domo y fondo

$$\left(\frac{x_d D}{x_f F}\right)_j = \frac{\alpha_j - 1}{\alpha_{1k} - 1} \frac{x_{1k} D}{x_{1k} F} + \frac{\alpha_{1k} - 1}{\alpha_{1k} - 1} \frac{x_{hk} D}{x_{hk} F}$$

Obteniéndose el 40% del componente clave ligero y el 99% del componente clave pesado:

acetato de etilo

$$\frac{D}{F} = \frac{3.54 - 1}{1.8 - 1} * \frac{603.76}{905.64} + \frac{1.8 - 3.54}{1.8 - 1} * \frac{0.9}{89.1} = 2.095$$

Este valor indica que las moles alimentadas se obtienen como destilado.

alcohol alílico

$$\frac{D}{F} = \frac{2.259 - 1}{1.8 - 1} * \frac{603.76}{905.64} + \frac{1.8 - 2.259}{1.8 - 1} * \frac{0.9}{89.1} = 1.043$$

Este valor indica que las moles alimentadas se obtienen como destilado.

peróxido de hidrógeno

$$\frac{D}{F} = \frac{0.271 - 1}{1.8 - 1} * \frac{603.76}{905.64} + \frac{1.8 - 0.271}{1.8 - 1} * \frac{0.9}{89.1} = - 0.588$$

Este valor indica que las moles alimentadas se obtienen como residuo

glicerina

$$\frac{D}{F} = \frac{0.0018 - 1}{1.8 - 1} * \frac{603.76}{905.64} + \frac{1.8 - 0.0018}{1.8 - 1} * \frac{0.9}{89.1} = - 0.809$$

Este valor indica que las moles alimentadas se obtienen como residuo.

Finalmente tenemos que las composiciones de domos y fondos son:

<u>Componente</u>	<u>xd</u>	<u>lbmol/h</u>	<u>xw</u>	<u>lbmol/h</u>
Acetato de etilo	0.0065	4.10	---	---
Alcohol alílico	0.0435	27.70	---	---
Agua	0.9486	603.76	0.8584	905.64
Acido acético	0.0014	0.90	0.0845	89.10
Peróxido de hidrógeno	---	---	0.0018	1.90
Glicerina	---	---	0.0459	48.44
Residuo pesado	---	---	0.0094	9.96

3. Determinación del número de etapas ideales. Método Fenske.

$$N_{mfn} = \frac{\log \left(\frac{(x_{lk}/x_{hk})_D (x_{hk}/x_{lk})_B}{\log \alpha_{avg}} \right)}$$

$$N_{mfn} = \frac{\log \left(\frac{(0.9486/0.0014) (0.0845/0.8584)}{\log (1.059/0.5883)} \right)} = 7.15$$

Número de etapas ideales = 7.15

4. Cálculo de la cantidad de reflujo mínimo

El reflujo mínimo se evalúa por prueba y error suponiendo el valor de Θ

$$1 - q = \sum_i \frac{y_i}{L} \frac{x_{fi}}{(\alpha_i - \Theta)/\alpha_i} = 0 \quad q = 1$$

y después resolviendo para R_{mfn}

$$R_{mfn} + 1 = \sum_i \frac{y_i}{L} \frac{x_{di}}{(\alpha_i - \Theta)\alpha_i}$$

si $\Theta = 2.075$

Componente	x_f	x_d	α	$\frac{\alpha - \Theta}{\alpha}$	$\frac{x_f}{(\alpha - \Theta)/\alpha}$	$\frac{x_d}{(\alpha - \Theta)/\alpha}$
Acetato de etilo	0.0024	0.0065	2.08	0.0024	0.9984	2.704
Alcohol alílico	0.0164	0.0435	1.33	-0.5602	-0.0293	-0.0777
Agua	0.8923	0.9486	1.06	-0.9575	-0.9319	-0.9907
Acido acético	0.0532	0.0014	0.59	-2.5169	-0.02114	-0.0006
H ₂ O ₂	0.0011	---	0.16	-11.9688	-0.00009	---
Glicerina	0.0286	---	0.0011	-1885.4	-0.00002	---
Residuo pesado	0.0060	---	---	---	---	---
					0.016	1.635

$$R_{mfn} + 1 = 1.635$$

$$R_{mfn} = 1.635 - 1 = 0.635$$

Reflujo mínimo = 0.635 lbmol/lbmol D

5. Obtención de la cantidad de reflujo óptimo

a. La relación de reflujo óptimo/reflujo mínimo se obtiene de la siguiente manera:

$$\log \left(\frac{(x_{lk}/x_{hk})_D (x_{hk}/x_{lk})_B (x_{lk}/x_{hk})_F^{0.55} \alpha_1 \right)$$

donde $\alpha_1 = P_{lk}^o / P_{hk}^o = 804.5 \text{ mm Hg} / 447.1 \text{ mm Hg} = 1.8$

$$\log ((0.9486/0.0014) (0.0845/0.8584) (0.8923/0.0532)^{0.55*1.8})$$

$$= 3.036$$

De la Fig. 22 con $\alpha = 1.8$

$$R_{\text{óptimo}}/R_{\text{mínimo}} = 1.33$$

b. El reflujo óptimo es por consiguiente

$$R_{\text{óptimo}} = 1.33 * R_{\text{mínimo}} = 1.33 * 0.635 \frac{\text{lbmol}}{\text{lbmol D}} =$$

$$\text{Reflujo óptimo} = 0.845 \text{ lbmol/lbmol D}$$

6. Número de platos teóricos. Método Gilliland

$$\frac{N - N_{\text{mfn}}}{N + 1} = 0.75 - 0.75 \left(\frac{R - R_{\text{mfn}}}{R + 1} \right)^{0.5668}$$

$$\frac{N - N_{\text{mfn}}}{N + 1} = 0.75 - 0.75 \left(\frac{0.845 - 0.635}{0.845 + 1} \right)^{0.5668} = 0.53$$

$$N = \frac{N_{\text{mfn}} + 0.53}{1 - 0.53} = \frac{7.15 + 0.53}{1 - 0.53} = 16.3$$

Número de platos reales = 17

7. Localización del plato de alimentación. Método Kirkbride.

$$\log m/p = 0.206 \log \left(\frac{(x_{\text{hk}})_{\text{F}}}{(x_{\text{lk}})_{\text{F}}} \frac{W}{F} \left(\frac{(x_{\text{lk}})_{\text{B}}}{(x_{\text{hk}})_{\text{D}}} \right)^2 \right)$$

$$\log m/p = 0.206 \log \left(\frac{0.0532}{0.8923} * \frac{1055.04}{636.46} * \left(\frac{0.8584}{0.0014} \right)^2 \right) = 0.9414$$

$$m/p = 8.74$$

$$m + p = 17$$

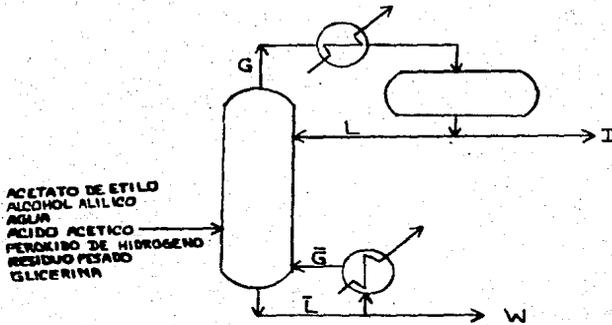
$$8.74 p + p = 17$$

$$p = 1.75$$

$$m = 15.25$$

∴ plato de alimentación : 15 ó 16

8. Flujo equimolar y vaporización.



$$F = 1691.5 \text{ lbmol/h}$$

$$D = 636.46 \text{ lbmol/h}$$

$$W = 1,055.04 \text{ lbmol/h}$$

$$L = L_o = R D = 0.845 \frac{\text{lbmol}}{\text{lbmol D}} * 636.46 \frac{\text{lbmol D}}{\text{h}} = 537.8 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}$$

$$G = D (R + 1) = 636.46 \frac{\text{lbmol D}}{\text{h}} (0.845 + 1) \frac{\text{lbmol}}{\text{lbmol D}} =$$

$$G = 1,174.26 \text{ lbmol/h}$$

$$\bar{L} = qF + L = 1 * 1691.5 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}} + 537.8 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}} = 2,229.3 \text{ lbmol/h}$$

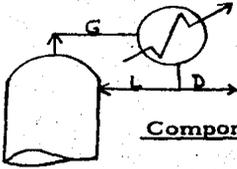
$$\bar{G} = F (q - 1) + G = 1691.5 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}} (.1 - 1) + 1174.26 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}} =$$

$$\bar{G} = 1,174.26 \text{ lbmol/h}$$

9. Cálculo de la carga térmica y el agua de enfriamiento para el condensador.

$$G = 1,174.26 \text{ lbmol/h}$$

$$T = 102 \text{ } ^\circ\text{C}$$



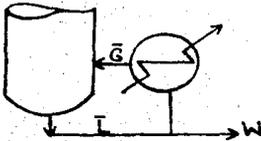
<u>Componente</u>	<u>x</u>	<u>λ Btu/lbmol</u>	<u>$\lambda * x$</u>
acetato de etilo	0.0065	32,165.3	209.07
alcohol alílico	0.0435	17,336.9	754.16
agua	0.9486	17,100.0	16,221.06
ácido acético	0.0014	10,717.8	15.05
			<u>$\bar{\lambda} = 17,199.34$</u>

$$Q = G * \bar{\lambda} = 1174.26 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}} * 17199.34 \frac{\text{Btu}}{\text{lbmol}} = 20'196,497 \frac{\text{Btu}}{\text{h}}$$

$$m \text{ agua } 20^{\circ}\text{C} = \frac{Q}{C_p \Delta T} = \frac{20'196,497 \text{ Btu/h}}{0.9986 \text{ Btu/lb } ^{\circ}\text{F} (122 - 68)^{\circ}\text{F}} =$$

$$m \text{ agua} = 374,533.6 \text{ lb/h}$$

10. Carga térmica y vapor de calentamiento para el reboiler.



$$\bar{G} = 1174.26 \text{ lbmol/h}$$

$$T = 102^{\circ}\text{C}$$

<u>Componente</u>	<u>x</u>	<u>λ Btu/lbmol</u>	<u>$\lambda * x$</u>
H ₂ O ₂	0.0018	18,502.3	33.30
glicerina	0.0459	35,539.9	1,631.28
residuo pesado	0.0094		
agua	0.8584	17,100.0	14,678.64
ácido acético	0.0845	10,717.8	905.65
			<u>$\bar{\lambda} = 17,248.87$</u>

$$Q = \bar{G} * \bar{\lambda} = 1174.26 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}} * 17248.87 \frac{\text{Btu}}{\text{lbmol}} = 20'254,658 \frac{\text{Btu}}{\text{h}}$$

$$m \text{ vap}_{185.5^{\circ}\text{C}} = \frac{Q}{\lambda} = \frac{20'254,658 \text{ Btu/h}}{857.9 \text{ Btu/lb}} = 23,610 \text{ lb/h}$$

Cálculo de la 2a. Torre de Separación. Recuperación del Acido Acético. Extracción.

$F = 27,483.32 \text{ lb/h}$
 $T = 20 \text{ }^\circ\text{C}$

$P = 760 \text{ mm Hg}$

El cálculo de esta torre de extracción se hace en base al sistema ternario que se forma con el ácido acético, agua y como solvente éter isopropílico.

<u>Componente</u>	<u>lb/h</u>	<u>x peso</u>	<u>%peso</u>
Agua	16,301.5	0.753	75.30
Acido acético	5,346.0	0.247	24.70

a. El diagrama de equilibrio de fases se traza de acuerdo a las siguientes composiciones extremas de rectas de reparto:

@ 20 °C en % peso

<u>Capa Acuosa</u>			<u>Capa Etérea</u>		
<u>Acido acético</u>	<u>Agua</u>	<u>Eter</u>	<u>Acido acético</u>	<u>Agua</u>	<u>Eter</u>
0.69	98.1	1.2	0.18	0.5	99.3
1.41	97.1	1.5	0.37	0.7	98.9
2.89	95.5	1.6	0.79	0.8	98.4
6.42	91.7	1.9	1.93	1.0	97.1
13.20	84.4	2.3	4.82	1.9	93.3
25.50	71.1	3.4	11.40	3.9	84.7
36.70	58.9	4.4	21.60	6.9	71.5
44.30	45.1	10.6	31.10	10.8	58.1
46.40	37.1	16.5	36.20	15.1	48.7

b. Trazado de la línea conjugada.

Esta línea conjugada nos permite trazar rectas de reparto por cualquier punto de la curva de equilibrio, y además corta a ésta en el punto de pliegue P.

La construcción de esta línea a partir de las rectas de reparto es muy sencillo y puede deducirse de la Fig. 25

c. Cálculo de la cantidad mínima de disolvente.

1. Sobre el lado AC del diagrama triangular Fig. 26, se localiza el punto $(x_{ac})_1 = 24.7$, que es el % en peso en la alimentación de ácido acético y el punto $(x_{ac})_2 = 2$ que es el % en peso de ácido acético en el producto refinado. Trazando la recta $(x_{ac})_2$ B, su intersección con la curva de equilibrio en la zona del refinado, da la composición del refinado correspondiente a la última etapa, resultando:

$$x_n = 0.02$$

2. Trazando con ayuda de la línea conjugada la recta de reparto que pasa por $(x_{ac})_1$ hasta su intersección con la prolongación del segmento $(x_{ac})_2$ B, el punto de corte corresponde a la posición del polo para la cantidad mínima de disolvente a emplear. La intersección de la recta $(x_{ac})_1$ Qmín con la curva de equilibrio en la zona del extracto da:

$$(y_1)_{\text{máx}} = 0.09$$

3. Trazando las rectas $(y_1)_{\text{máx}}$ (x_p) y $(x_{ac})_1$ B, su intersección fija el punto Nmín al que corresponde:

$$(x_n)_{\text{máx}} = 0.077$$

4. La cantidad mínima de disolvente puede calcularse por la ecuación

$$B_{\text{mín}} = \frac{F * (x_{ac})_1}{(x_n)_{\text{máx}}} - F$$

$$B_{\text{mín}} = \frac{21647.5 \text{ lb/h} * 0.247}{0.077} - 21647.5 \text{ lb/h} = 47,793.18 \text{ lb/h}$$

d. Obtención del número de etapas

La cantidad de disolvente empleado será:

$$B = 1.2 * B_{\text{mín}}$$

$$B = 1.2 * 47,793.18 \text{ lb/h} = 57,351.82 \text{ lb/h}$$

El punto N que corresponde a esta proporción de disolvente estará sobre la recta (x_{ac})₁ B y su abscisa x_N es:

$$x_N = \frac{F * (x_{ac})_1}{F + B} = \frac{21647.5 \text{ lb/h} * 0.247}{21647.5 \text{ lb/h} + 57351.82 \text{ lb/h}} = 0.068$$

La intersección de la recta x_NN con la curva de equilibrio en la zona del extracto fija G₁, al que corresponde

$$y_1 = 0.077$$

Trazando la recta (x_{ac})₁ G₁, su intersección con la recta (x_{ac})₂ B da la posición del polo Q.

En el diagrama de distribución de equilibrio Fig. 27, después de trazar la línea de equilibrio y la línea de operación, a partir de los datos leídos sobre el diagrama triangular en las intersecciones con la curva de equilibrio de una serie de rectas trazadas al azar que pasan por el polo Q;

Línea de operación

x	y
0.01	0.002
0.05	0.012
0.10	0.028
0.15	0.046
0.20	0.064
0.25	0.085

podemos calcular el número de etapas

$$\text{Número de etapas} = 15$$

e. Cantidad de extracto y refinado

La cantidad de extracto estará dada por :

$$G = \frac{(F + B) (x_N - x_n)}{y_1 - x_n}$$

$$G = \frac{(21647.5 \text{ lb/h} + 57351.82 \text{ lb/h}) (0.068 - 0.02)}{0.077 - 0.02} = 66525.74 \text{ lb/h}$$

La cantidad de refinado será:

$$L = B + F - G$$

$$L = 21647.5 \text{ lb/h} + 57351.82 \text{ lb/h} - 66525.74 \text{ lb/h} = 12473.58 \text{ lb/h}$$

f. La composición y flujo del extracto y refinado es:

1. Extracto

<u>Componente</u>	<u>x peso</u>	<u>lb/h</u>	<u>lbmol/h</u>	<u>x</u>
Acido acético	0.077	5,096.53	84.94	0.10
Eter isopropílico	0.860	57,164.72	560.43	0.63
Agua	0.063	4,264.49	<u>236.92</u>	0.27
			882.29	

2. Refinado

<u>Componente</u>	<u>x peso</u>	<u>lb/h</u>	<u>lbmol/h</u>	<u>x</u>
Acido acético	0.020	249.47	4.16	0.006
Eter isopropílico	0.015	187.10	1.83	0.003
Agua	0.965	12,037.01	<u>668.72</u>	0.991
			674.71	

Cálculo de Evaporadores Múltiple - Efecto. Concentración de la Solución de Glicerina.

$$F = 18,309.38 \text{ lb/h}$$

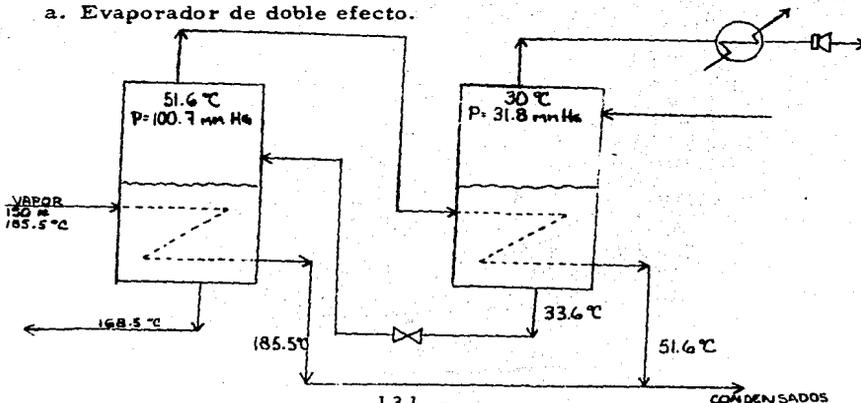
<u>Componente</u>	<u>lbmol/h</u>	<u>lb/h</u>	<u>x peso</u>
Eter isopropílico	1.83	187.10	0.010
Agua	668.72	12,037.01	0.657
Acido acético	4.16	249.47	0.014
Peróxido de hidrógeno	1.90	64.60	0.004
Glicerina	48.44	4,456.48	0.243
Residuo pesado	9.96	1,314.72	0.072

Debido a que la fracción de éter isopropílico, ácido acético y peróxido de hidrógeno son mínimos y van a ser evaporados junto con el agua, podríamos sumar éstas fracciones con la del agua y tomarlo como un solo componente.

<u>Componente</u>	<u>lb/h</u>	<u>x peso</u>
Agua	12,538.18	0.685
Glicerina	4,456.48	0.243
Residuo pesado	1,314.72	0.072

La selección del número de etapas de evaporación se seleccionará en base a el costo del evaporador. en función del área de evaporación y el consumo de vapor vivo.

a. Evaporador de doble efecto.



1. Aplicando el balance de materia a todo el sistema

	Total(lb/h)	Agua(lb/h)	Glicerina y pesados(lb/h)
Solución diluída (S1)	18304.38	12538.18	5771.2
Solución concentrada (S2)	5862.15	90.95	5771.2
Agua evaporada (E)	12447.23	12447.23	

2. Suponiendo que se evapora igual cantidad de agua en cada efecto, las concentraciones de salida en cada uno para la glicerina será:

$$x_2 = 0.243 * \frac{18,309.38}{12,085.77} = 0.368$$

$$x_1 = 0.76$$

3. Resumiendo en el siguiente cuadro los datos de temperaturas, calores latentes y entalpias correspondientes a las distintas corrientes en ambos efectos:

	T (°C)	λ (Btu/lb)	h _{liq} (Btu/lb)	H _{vap} (Btu/lb)
Vapor al efecto I'	185.5	857.9		1195.5
t ₁	17.0			
Ebullición en I	168.5		195.7	
e ₁	116.9			
Calefacción al II	51.6	1023.0		1115.8
t ₂	18.0			
Ebullición en II	33.6		51.7	
e ₂	3.6			
Vapor al condensador	30.0	1045.2		1099.2
Alimentación	20.0		34.1	

4. Aplicando el balance entálpico a cada efecto y el balance de materia a todo el sistema:

$$W \lambda_1 + (F - E_2) h_2 = S_2 h_1 + E_1 H_2$$

$$E_1 \lambda_2 + F h_a = E_2 H_c + (F - E_2) h_2$$

$$E_1 + E_2 = E$$

$$W * 857.1 + (18309.38 - E2) 51.7 = 5862.15 * 195.7 + E1 * 1115.8$$

$$E1 * 1023 + 18309.38 * 34.1 = E2 * 1099.2 + (18309.38 - E2) 51.7$$

$$E1 + E2 = 12447.23$$

5. Resolviendo este sistema de ecuaciones tenemos:

$$E1 = 6,452.9 \text{ lb/h}$$

$$E2 = 5,994.3 \text{ lb/h}$$

$$W = 8,996.2 \text{ lb/h}$$

6. Areas de calefacción

$$A = \frac{q}{U \Delta t}$$

6.1 Los calores en cada efecto son

$$q1 = W \lambda 1 = 8,996.2 \text{ lb/h} * 857.1 \text{ Btu/lb} = 7'710,643.02 \text{ Btu/h}$$

$$q2 = E1 \lambda 2 = 6,452.9 \text{ lb/h} * 1,023 \text{ Btu/lb} = 6'601,316.7 \text{ Btu/h}$$

6.2 Los coeficientes de transferencia de calor son Fig. 28

$$\mu 1 = 1.890 \text{ cp} \longrightarrow U1 = 610 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu 2 = 3.566 \text{ cp} \longrightarrow U2 = 520 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

6.3 Las áreas de calefacción resultan;

$$A1 = \frac{7'710,643.02 \text{ Btu/h}}{610 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} * 30.6 \text{ } ^\circ\text{F}} = 413.1 \text{ ft}^2$$

$$A2 = \frac{6'601,316.70 \text{ Btu/h}}{520 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} * 32.4 \text{ } ^\circ\text{F}} = 391.8 \text{ ft}^2$$

7. Como los valores calculados para A1 y A2 son diferentes, necesitamos efectuar un reajuste tomando para el área el valor

$$A = \frac{q1/U1 + q2/U2}{t} = \frac{12640.4 \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} + 12694.84 \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{63 \text{ } ^\circ\text{F}} = 402.1 \text{ ft}^2$$

8. Los nuevos incrementos de temperaturas serán

$$\Delta t_1 = \frac{12,640.4 \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{402.1 \text{ ft}^2} = 31.4 \text{ } ^\circ\text{F} = 17.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = \frac{12,694.84 \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{402.1 \text{ ft}^2} = 31.6 \text{ } ^\circ\text{F} = 17.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

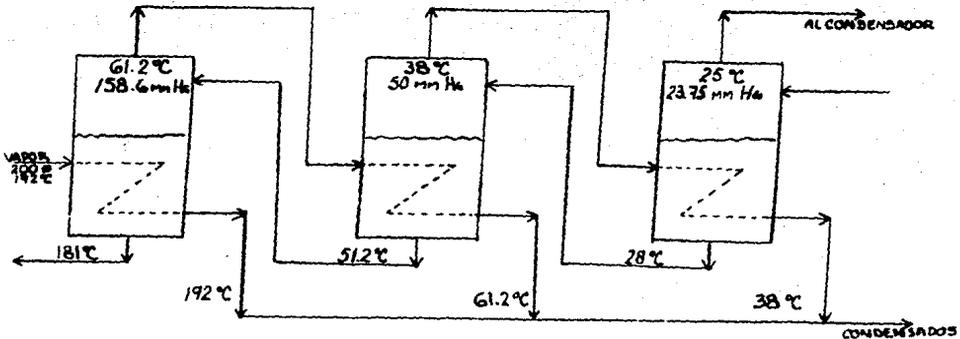
9. Con estos nuevos valores de Δt se pueden recalcular los datos necesarios para la realización de los balances entálpicos, pero como la diferencia no es significativa, los nuevos datos nos conducen prácticamente a los mismos resultados, por lo cual podemos tomar para el área el valor medio calculado anteriormente

$$A = 402 \text{ ft}^2$$

10. La economía del sistema será

$$\frac{E}{W} = \frac{12,447.23 \text{ lb/h}}{8,996.20 \text{ lb/h}} = 1.38$$

b. Evaporador Triple efecto



1. Aplicando el balance de materia a todo el sistema

	Total(lb/h)	Agua(lb/h)	Glicerina y pesados(lb/h)
Solución diluída (S1)	18309.38	12538.18	5771.2
Solución concentrada (S2)	5862.15	90.95	5771.2
Agua evaporada (E)	12447.23	12447.23	

2. Suponiendo que se evapora igual cantidad de agua en cada efecto, las concentraciones de salida de cada uno para la glicerina serán:

$$x_3 = 0.243 * \frac{18,309.38}{14,160.30} = 0.314$$

$$x_2 = 0.243 * \frac{18,309.38}{10,011.23} = 0.444$$

$$x_1 = 0.76$$

3. Resumiendo en el siguiente cuadro los datos de temperaturas, calores latentes, y entalpías correspondientes a las distintas corrientes en los tres efectos:

	T (°C)	λ (Btu/lb)	hliq (Btu/lb)	Hvap (Btu/lb)
Vapor al efecto I	192.0	846.7		1197.7
t1	11.0			
Ebullición en I	181.0		213.2	
e1	119.8			
Calefacción al II	61.2	1012.8		1122.9
t2	10.0			
Ebullición en II	51.2		72.5	
e2	13.2			
Calefacción al III	38.0	1037.0		1105.4
t3	10.0			
Ebullición en III	28.0		42.6	
e3	3.0			
Vapor al condensador	25.0	1050.3		1095.3
Alimentación	20.0		34.1	

4. Aplicando el balance entálpico a cada efecto y el balance de materia a todo el sistema:

$$W \lambda_1 + (F - E_2 - E_3) h_2 = E_1 H_2 + S_2 h_1$$

$$E_1 \lambda_2 + (F - E_3) h_3 = E_2 H_3 + (F - E_2 - E_3) h_2$$

$$E_2 \lambda_3 + F * h_a = E_3 H_c + (F - E_3) h_3$$

$$E_1 + E_2 - E_3 = E$$

$$W * 846.7 + (18309.38 - E_2 - E_3) 72.5 = E_1 * 1122.9 + 5862.15 * 213.2$$

$$E_1 * 1012.8 + (18309.38 - E_3) 42.6 = E_2 * 1105.4 + (18309.38 - E_2 - E_3) * 72.5$$

$$E_2 * 1037 + 18309.38 * 34.1 = E_3 * 1095.3 + (18309.38 - E_3) 42.6$$

$$E_1 + E_2 - E_3 = 12447.23$$

5. Resolviendo este sistema de ecuaciones tenemos:

$$E_1 = 4,556.82 \text{ lb/h}$$

$$E_2 = 4,049.32 \text{ lb/h}$$

$$E_3 = 3,841.10 \text{ lb/h}$$

$$W = 6,627.24 \text{ lb/h}$$

6. Areas de calefacción

$$A = \frac{q}{U \Delta t}$$

6.1 Los calores en cada efecto son

$$q_1 = W \lambda_1 = 6627.24 \text{ lb/h} * 846.7 \text{ Btu/lb} = 5'611,284.11 \text{ Btu/h}$$

$$q_2 = E_1 \lambda_2 = 4556.82 \text{ lb/h} * 1012.8 \text{ Btu/lb} = 4'615,147.3 \text{ Btu/h}$$

$$q_3 = E_2 \lambda_3 = 4049.32 \text{ lb/h} * 1037 \text{ Btu/lb} = 4'199,144.84 \text{ Btu/h}$$

6.2 Los coeficientes de transferencia de calor son Fig. 28

$$\mu_1 = 1.89 \text{ cP} \longrightarrow U_1 = 610 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu_2 = 3.33 \text{ cP} \longrightarrow U_2 = 530 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu_3 = 3.35 \text{ cP} \longrightarrow U_3 = 530 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

6.3 Las áreas de calefacción resultan:

$$A_1 = \frac{5'611,284.11 \text{ Btu/h}}{610 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} * 19.8 \text{ } ^\circ\text{F}} = 464.6 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \frac{4'615,147.30 \text{ Btu/h}}{530 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} * 18.0 \text{ } ^\circ\text{F}} = 483.8 \text{ ft}^2$$

$$A_3 = \frac{4'199,144.84 \text{ Btu/h}}{530 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} * 18.0 \text{ } ^\circ\text{F}} = 440.2 \text{ ft}^2$$

7. Como los valores calculados para A1, A2 y A3 son diferentes, necesitamos efectuar un reajuste tomando para el área el valor

$$A = \frac{q_1/U_1 + q_2/U_2 + q_3/U_3}{\Delta t} = \frac{(9198.83 + 8707.83 + 7922.92) \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{55.8 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$A = 462.9 \text{ ft}^2$$

8. Los nuevos incrementos de temperaturas serán:

$$\Delta t_1 = \frac{9,198.83 \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{462.9 \text{ ft}^2} = 19.9 \text{ } ^\circ\text{F} = 11.0 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = \frac{8,707.83 \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{462.9 \text{ ft}^2} = 18.8 \text{ } ^\circ\text{F} = 10.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_3 = \frac{7,922.92 \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{462.9 \text{ ft}^2} = 17.2 \text{ } ^\circ\text{F} = 9.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

9. Con estos nuevos valores de Δt se pueden recalcular los datos necesarios para la realización de los balances entálpicos, pero como la diferencia no es significativa, los nuevos datos nos conducen prácticamente a los mismos resultados, por lo cual podemos tomar para el área el valor medio calculado anteriormente

$$A = 463 \text{ ft}^2$$

10. La economía del sistema será

$$\frac{E}{W} = \frac{12,447.23 \text{ lb/h}}{6,627.24 \text{ lb/h}} = 1.88$$

Cálculo de Destilación por Arrastre con Vapor. Purificación de la Glicerina.

$$F = 5,862.15 \text{ lb/h}$$

<u>Componente</u>		<u>Alimentación</u>		<u>xf</u>
		<u>lb/h</u>	<u>lbmol/h</u>	
Glicerina	Agua	4,547.43	53.49	0.84
Residuo pesado		1,314.72	9.96	0.16

		<u>Residuo</u>		<u>xf</u>
Glicerina	Agua	227.40	2.67	0.211
Residuo pesado		1,314.72	9.96	0.789

llevando la destilación a 760 mm Hg, la temperatura correspondiente será aproximadamente de 96 °C debido a que

$$P^{\circ}\text{sol} = 101.8 \text{ mm Hg} \quad P^{\circ}\text{agua} = 657.62 \text{ mm Hg}$$

$$P_t = P^{\circ}\text{sol} + P^{\circ}\text{agua} = 101.8 \text{ mm Hg} + 657.62 \text{ mm Hg} =$$

$$P_t = 759.42 \text{ mm Hg}$$

El consumo de vapor de arrastre en moles viene dado por la ecuación:

$$\frac{W}{B_1 - B_2} = \frac{P_t}{E * p_b} * \left(1 + \frac{I}{B \log} \right) - 1$$

$$B \log = \frac{B_1 - B_2}{2.3 \log \left(\frac{B_1}{B_2} \right)} = \frac{53.49 - 2.67}{2.3 \log \left(\frac{53.49}{2.67} \right)} = 16.97$$

$$\frac{W}{B_1 - B_2} = \frac{760 \text{ mm Hg}}{0.9 * 101.8 \text{ mm Hg}} * \left(1 + \frac{9.96}{16.97} \right) - 1 = 12.16 \frac{(\text{lbmol/h})\text{vap}}{(\text{lbmol/h})\text{sol}}$$

$$W = 12.16 \frac{(\text{lbmol/h})\text{vap}}{(\text{lbmol/h})\text{sol}} (53.49 - 2.67) (\text{lbmol/h})\text{sol} =$$

$$W = 618.0 (\text{lbmol/h})\text{vap} = 11,124 (\text{lb/h})\text{vap.}$$

Destilación Multicomponentes. Recuperación del Eter Isopropílico y Acido Acético.

$$F = 66,525.74 \text{ lb/h}$$

<u>Componente</u>	<u>lbmol/h</u>	<u>xf</u>
Eter isopropílico (LK)	560.43	0.63
Agua (HK)	236.92	0.27
Acido acético	84.94	0.10

a. Evaluación del punto de burbuja de la alimentación a 760 mm Hg, por el método de prueba y error

$$T = 76.5 \text{ }^\circ\text{C}$$

<u>Componente</u>	<u>P^o(mm Hg)</u>	<u>K = P^o/P_t</u>	<u>y = K xf</u>
Eter isopropílico	1051.01	1.383	0.871
Agua	307.80	0.405	0.109
Acido acético	179.41	0.236	<u>0.024</u>
			1.004

b. Determinación de la distribución aproximada de los componentes en destilado y residuo.

$$\alpha_{ei/a} = \frac{1.383}{0.405} = 3.42$$

$$\log \alpha_{ei/a} = 0.5334$$

$$\alpha_{a/a} = \frac{0.405}{0.405} = 1.00$$

$$\log \alpha_{a/a} = 0.0$$

$$\alpha_{aa/a} = \frac{0.236}{0.405} = 0.583$$

$$\log \alpha_{aa/a} = -0.2345$$

c. Para una separación del 95% entre los componentes clave

$$\log \frac{(\text{éter isopropílico})_D}{(\text{éter isopropílico})_B} = \log \frac{0.5985}{0.0315} = 1.2788$$

$$\log \frac{(\text{agua})_D}{(\text{agua})_B} = \log \frac{0.0135}{0.2565} = -1.2788$$

d. Trazando estos datos en una gráfica $\log(iD/iB)$ vs. $\log \alpha_i/HK$ tenemos que para el ácido acético

$$\frac{\log(\text{ácido acético})_D}{(\text{ácido acético})_B} = -2.23$$

$$\frac{(\text{ácido acético})_D}{(\text{ácido acético})_B} = 0.0059$$

$$\text{moles (ácido acético)}_D / \text{moles alimentadas} = 0.0006$$

$$\text{moles (ácido acético)}_B / \text{moles alimentadas} = 0.0994$$

En resumen tenemos :

Componente	Alimentación		Destilado		Residuo	
	lbmol/h	xf	lbmol/h	xd	lbmol/h	xr
Eter isoprop.	560.43	0.63	528.05	0.977	27.79	0.081
Agua	236.92	0.27	11.91	0.022	226.31	0.662
Acido acético	84.94	0.10	0.53	0.001	87.70	0.257

e. Determinación del número de etapas ideales. Método Fenske.

$$N_{mín} = \frac{\log((x_{lk}/x_{hk})_D (x_{hk}/x_{lk})_B)}{\log \alpha_{avg}}$$

$$N_{mín} = \frac{\log((0.977/0.022)(0.662/0.081))}{\log(1.383/0.405)} = 4.8$$

$$\text{Número de etapas ideales} = 4.8$$

f. Cálculo de la cantidad de reflujo mínimo

El reflujo mínimo se evalúa por prueba y error suponiendo el valor de θ en la siguiente ecuación

$$1 - q = \sum_i \frac{x_{fi}}{(\alpha_i - \theta)/\alpha_i} = 0 \quad q = 1$$

y después resolviendo para $R_{mín}$

$$R_{mín} + 1 = \sum_i \frac{x_{di}}{(\alpha_i - \theta)/\alpha_i} =$$

$$\theta = 0.523$$

Componente	x_f	x_d	$K = i$	$\frac{\alpha_i - \theta}{\alpha}$	$\frac{x_f}{(x_f - \theta)/\alpha}$	$\frac{x_d}{(x_d - \theta)/\alpha}$
Eter isoprop.	0.63	0.977	1.383	0.6218	1.0131	1.5712
Agua	0.27	0.022	0.405	-0.2914	-0.9267	-0.0755
Acido acético	0.10	0.001	0.236	-1.2161	-0.0822	-0.0008
					0.0042	1.4948

$$R_{mín} + 1 = 1.5 \quad R_{mín} = 1.5 - 1 = 0.5$$

$$\text{Reflujo mínimo} = 0.5 \text{ lbmol/lbmolD}$$

g. Obtención de la cantidad de reflujo óptimo

g.1 La relación de reflujo óptimo/reflujo mínimo se obtiene de la siguiente manera:

$$\log \left((x_{lk}/x_{hk})_D (x_{hk}/x_{lk})_B (x_{lk}/x_{hk})_F^{0.55} \right) \leq 1$$

$$\text{donde } \alpha = P^0_{lk}/P^0_{hk} = \frac{1051.01 \text{ mm Hg}}{307.8 \text{ mm Hg}} = 3.4$$

$$\log \left((0.977/0.022)(0.662/0.081)(0.63/0.27)^{0.55 * 3.4} \right) = 3.25$$

De la Fig. 22 con $\alpha = 3.4$

$$R_{\text{óptimo}}/R_{\text{mínimo}} = 1.26$$

g.2 El reflujo óptimo es por consiguiente:

$$R_{\text{óptimo}} = 1.26 R_{\text{mín}} = 1.26 * 0.5 \frac{\text{lbmol}}{\text{lbmol D}} = 0.63 \frac{\text{lbmol}}{\text{lbmol D}}$$

$$\text{Reflujo óptimo} = 0.63 \text{ lbmol/lbmolD}$$

h. Número de platos teóricos. Método Gilliland.

$$\frac{N - N_{\text{mín}}}{N + 1} = 0.75 - 0.75 * \left(\frac{R - R_{\text{mín}}}{R + 1} \right)^{0.5668}$$

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 0.75 - 0.75 * \left(\frac{0.63 - 0.5}{0.63 \quad 1} \right)^{0.5668} = 0.57$$

$$N = \frac{N_{\min} + 0.57}{1 - 0.57} = \frac{4.8 + 0.57}{1 - 0.57} = 12.5$$

Número de platos reales = 13

i. Localización del plato de alimentación. Método Kirkbride.

$$\log m/p = 0.206 \log \left(\frac{(xhk)_F}{(xlk)_F} \frac{W}{D} \left(\frac{(xlk)_D}{(xhk)_D} \right)^2 \right)$$

$$\log m/p = 0.206 \log \left(\frac{0.27}{0.63} * \frac{341.80}{540.49} * \left(\frac{0.977}{0.022} \right)^2 \right) = 0.562$$

$$m/p = 3.65$$

$$m + p = 13$$

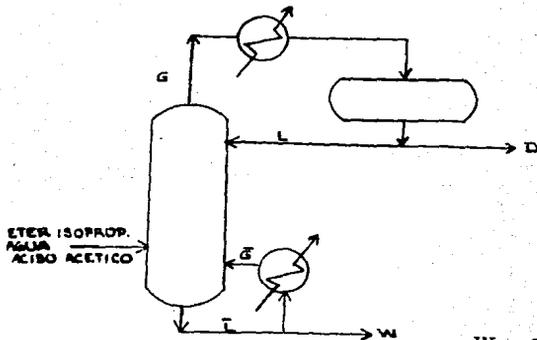
$$3.65 p + p = 13$$

$$p = 2.79$$

$$m = 10.2$$

∴ plato de alimentación = 10 u 11

j. Flujo equimolar y vaporización



$$W = 341.8 \text{ lbmol/h}$$

$$F = 882.29 \text{ lbmol/h}$$

$$D = 540.49 \text{ lbmol/h}$$

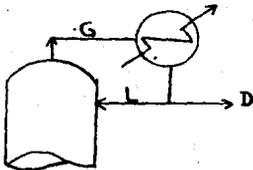
$$L = L_0 = R D = 0.63 \frac{\text{lbmol}}{\text{lbmol D}} * 540.49 \frac{\text{lbmol D}}{h} = 340.5 \text{ lbmol/h}$$

$$G = D(R+1) = 540.49 \frac{\text{lbmol D}}{h} (0.631 \frac{\text{lbmol}}{\text{lbmol D}} + 1) = 881.54 \text{ lbmol/h}$$

$$\bar{L} = qF + L = 1 * 882.29 \frac{\text{lbmol}}{h} + 340.5 \frac{\text{lbmol}}{h} = 1222.79 \text{ lbmol/h}$$

$$\bar{G} = F(q-1) + G = 882.29 \frac{\text{lbmol}}{h} (1-1) + 881.54 \frac{\text{lbmol}}{h} = 881.54 \text{ lbmol/h}$$

k. Cálculo de la carga térmica y el agua de enfriamiento para el condensador



$$G = 881.54 \text{ lbmol/h}$$

$$T = 76.5 \text{ }^\circ\text{C}$$

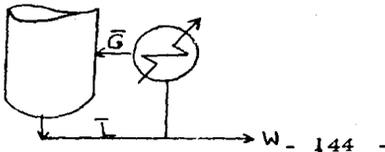
Componente	x	λ Btu/lbmol	$\lambda * x$
Eter isoprop.	0.977	13,028.4	12,728.70
Agua.	0.022	17,550.0	386.10
Acido acético	0.001	11,358.0	11.36
			$\bar{\lambda} = 13,126.20$

$$Q = G * \bar{\lambda} = 881.54 \frac{\text{lbmol}}{h} * 13126.2 \frac{\text{Btu}}{\text{lbmol}} = 11'571,270.4 \text{ Btu/h}$$

$$m_{\text{agua } 20^\circ\text{C}} = \frac{Q}{C_p \Delta T} = \frac{11'571,270.4 \text{ Btu/h}}{0.9986 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F} * (122 - 68)^\circ\text{F}} =$$

$$m_{\text{agua}} = 214,583.2 \text{ lb/h}$$

l. Carga térmica y vapor de calentamiento para el reboiler.



$$\bar{G} = 881.54 \text{ lbmol/h}$$

$$T = 76.5 \text{ }^\circ\text{C}$$

<u>Componente</u>	<u>x</u>	<u>λ Btu/lbmol</u>	<u>$\lambda * x$ -</u>
Eter isoprop.	0.081	13,028.4	1,055.3
Agua	0.662	17,550.0	11,618.1
Acido acético	0.257	11,358.0	<u>2,919.0</u>
			$\bar{\lambda} = 15,592.4$

$$Q = \bar{G} * \bar{\lambda} = 881.54 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}} * 15592.4 \frac{\text{Btu}}{\text{lbmol}} = 13'745,324.3 \text{ Btu/h}$$

$$m_{\text{vap}185.5 \text{ } ^\circ\text{C}} = \frac{Q}{\lambda} = \frac{13'745,324.3 \text{ Btu/h}}{857.9 \text{ Btu/lb}} = 16,022 \text{ lb/h}$$

B. TABLAS.

<u>Número</u>	<u>Concepto</u>
1	Análisis Técnico.
2	Tabla Comparativa.
3	Análisis Económico.
4	Estudio del Mercado de Consumo de la Glicerina.
5	Arreglo de tubos. Pitch Triangular.
6	Datos de Tubería para Cambiadores.
7	Funciones Segmentales.
8	Selección del Material de Construcción.
9	Coficiente para Volúmenes Parciales de Cilindros Horizontales, $f(Z_c)$.
10	Coordenadas Diagrama X vs. Y.
11	Coordenadas Diagrama Txy.

Proceso	a.1	a.2	b	c	d.1	d.2	e
Concepto	Shell	Shell	Daicel	FMC	Hydrocarbon Research	Forest Products Lab.	Institut de Chimie
Presión 0 - 10	10	8	0	10	4	4	2
Temperatura 0 - 8	0	1	8	4	4	4	3
Tiempo de reacción 0 - 3	3	0	2	1.5	1.5	2	0.5
Catalizador 0 - 6	6	0	6	4	2	4	4
Rendimiento 0 - 10	9	4	9.5	10	3	1.5	0
No. de reacciones 0 - 8	0	0	8	0	8	8	8
No. eq. de reacción 0 - 8	0	0	4	0	0	8	8
Toxicidad 0 - 3	0	0	2	2	3	3	3
Contaminación 0 - 3	1	1	2	2	2	2	0
Corrosión 0 - 2	0	2	2	2	2	2	2
TOTAL	29	16	43.5	35.5	29.5	38.5	30.5

TABLA No. 1 ANALISIS TECNICO

TABLA No. 2 TABLA COMPARATIVA

Proceso	Ventajas	Desventajas
a. 1	<ul style="list-style-type: none"> - Requiere un mínimo tiempo de reacción, (30 seg.) - La presión de operación es atmosférica. - No utiliza catalizador. - No necesita equipo adicional para tener los reactivos a la presión requerida. 	<ul style="list-style-type: none"> - Se requiere una gran cantidad de cloro. - El cloro consumido no es convertido directamente al producto principal, lo cual implica mayor cantidad de equipos de separación. - Se utiliza alta temperatura, (500 °C). - Algunos de los reactivos son altamente tóxicos. - Se necesita de 3 reacciones para llegar al producto. - Se requieren 5 equipos de separación. - Se necesita de equipo adicional para tener los reactivos a la temperatura necesaria.
a. 2	<ul style="list-style-type: none"> - Se forma acetona con una relación molar del doble que para la glicerina. - Las presiones utilizadas no son muy altas, (1-10 atm). 	<ul style="list-style-type: none"> - Utiliza alta temperatura, (400 °C). - El tiempo de reacción es grande, 6 hr. - El rendimiento no es muy alto, (57%). - Se requiere de 3 reacciones para llegar al producto. - Se necesita equipo adicional para tener los reactivos a la presión y temperatura requerida.
b	<ul style="list-style-type: none"> - No utiliza catalizador. - Se obtiene un alto rendimiento, (92%). - La temperatura de reacción es ambiente. 	<ul style="list-style-type: none"> - La presión de operación es de vacío, (100-150 mm Hg.). - Se forma una mezcla azeotrópica.

Proceso	Ventajas	Desventajas
	<ul style="list-style-type: none"> - No necesita equipo adicional para tener los reactivos a la temperatura de reacción. - Además de la glicerina se obtiene ácido acético. 	<ul style="list-style-type: none"> - Se requiere equipo adicional para tener los reactivos a la presión necesaria. - Se necesitan 5 equipos de separación. - Se utiliza un solvente para poder hacer la extracción de la glicerina.
c	<ul style="list-style-type: none"> - La cantidad de catalizador es mínima, solo uno. - La temperatura de reacción es ambiente. - No necesita equipo adicional para tener los reactivos a la presión de reacción. - Además de la glicerina se obtiene ácido acético. 	<ul style="list-style-type: none"> - La presión en la separación es de vacío. - Se forma una mezcla azeotrópica. - Se requiere equipo adicional para tener los reactivos a la temperatura necesaria. - Se utiliza un solvente para poder hacer la extracción de la glicerina.
d. 1	<ul style="list-style-type: none"> - El costo de la materia prima es bajo. - La materia prima es fácil de conseguir. - La materia prima utilizada no es tóxica. - Solo se requieren 3 equipos de separación. 	<ul style="list-style-type: none"> - La presión y la temperatura de operación son elevadas, ($P= 1500-2500$ psia $T= 350-400$ °F). - Se obtiene un bajo rendimiento, (50%). - Se requiere equipo adicional para tener los reactivos a la presión y temperatura de reacción.
d. 2	<ul style="list-style-type: none"> - El proceso se lleva a cabo en una sola etapa. - El costo de la materia prima es bajo. - Solo se requieren 3 equipos de separación. 	<ul style="list-style-type: none"> - La presión y temperatura de operación son elevadas ($P=2000$ psi, $T= 215$ °C). - Se obtiene un bajo rendimiento, (40%). - Se requiere equipo adicio

Proceso	Ventajas	Desventajas
e	<ul style="list-style-type: none"> - La materia prima utilizada no es tóxica. - La materia prima es fácil de conseguir. - El proceso se lleva a cabo en una sola etapa. - La materia prima utilizada no es muy cara. - Solo se requieren 3 equipos de separación. 	<ul style="list-style-type: none"> - nal para tener los reactivos a la presión y temperatura necesaria. - La presión y temperatura de operación son elevadas, ($P=1000-4000$ bar $T=250^{\circ}C$). - Se obtiene un rendimiento mínimo, (30%). - Se forma una serie de subproductos. - El tiempo de reacción es alto, (5 hr). - Se requiere equipo adicional para tener los reactivos a la presión y temperatura de reacción.

TABLA No. 3. ANALISIS ECONOMICO.

a. Proceso Shell. (vía cloruro de alilo).

	PM	\$/lb	lb/lb gli	lb/lb gli	\$/lb gli
<u>Reactivos</u>					
Propileno	42	0.20	1.0	0.4565	0.0913
Cloro	71	0.0975	1.0	0.7717	0.0752
Acido hipocloroso	52.5	0.65	1.0	0.5707	0.3710
Hidróxido de sodio	40	0.61	1.0	0.4348	0.2652
Carbonato de sodio	106	0.1692	1.0	1.1522	<u>0.1950</u> 0.9710
<u>Productos</u>					
Acido clorhídrico	36.1	0.0408	1.0	0.3924	0.0160
Glicerina	92	0.81	1.0	1.0000	<u>0.81</u> 0.826
Utilidad = -0.1717			R _{Peters} = 1.21		

b. Proceso Shell. (vía acroleína).

	PM	\$/lb	lb/lb gli	lb/lb gli	\$/lb gli
<u>Reactivos</u>					
Propileno	42	0.20	1.0	0.4565	0.0913
Isopropanol	60	0.307	1.0	0.6522	0.2002
Peróxido de hidrógeno	34	0.43	1.0	0.3696	<u>0.1589</u> 0.4504
<u>Productos</u>					
Acetona	58	0.22	1.0	0.6304	0.1387
Glicerina	92	0.81	1.0	1.0000	<u>0.81</u> 0.9487
Utilidad = 0.4983			R _{Peters} = 0.4746		

c. Proceso Daicel.

	PM	\$/lb	lb/lb gli	lb/lb gli	\$/lb gli
<u>Reactivos</u>					
Acido peracético	76	0.495	1.0	0.8261	0.4089
Alcohol alílico	57	0.90	1.0	0.6196	<u>0.5576</u> 0.9665
<u>Productos</u>					
Acido Acético	60	1.25	1.0	0.6522	0.8152
Glicerina	92	0.81	1.0	1.0000	<u>0.81</u> 1.6252
Utilidad = 0.6587			R _{Peters} = 0.5947		

d. Proceso FMC.

	PM	\$/lb	lb/lb gli	lb/lb gli	\$/lb gli
<u>Reactivos</u>					
Oxido de propileno	58	0.475	1.0	0.6304	0.2995
Acido peracético	76	0.495	1.0	0.8261	<u>0.4089</u> 0.7084
<u>Productos</u>					
Acido acético	60	1.25	1.0	0.6522	0.8152
Glicerina	92	0.81	1.0	1.0000	<u>0.81</u> 1.6252
Utilidad = 0.9168			R _{Peters} = 0.4359		

e. Proceso Forest Products Lab.

	PM	\$/lb	lb/lb gli	lb/lb gli	\$/lb gli
<u>Reactivos</u>					
Sorbitol	182	0.71	1.0	1.9783	1.4046
Hidrógeno	2	0.013	2.0	0.0435	<u>0.0006</u> 1.4052

	PM	\$/lb	lb/lb gli	lb/lb gli	\$/lb gli
<u>Productos</u>					
Metanol	32	0.0817	1.0	0.3478	0.0284
Etilén glicol	58	0.31	1.0	0.6304	0.1954
Glicerina	92	0.81	1.0	1.0000	<u>0.81</u>
					1.0338
Utilidad = - 0.3714			R _{Peters} = 1.36		

f. Proceso Institut de Chimie.

	PM	\$/lb	lb/lb gli	lb/lb gli	\$/lb gli
<u>Reactivos</u>					
Hidrógeno	2	0.013	9.0	0.1957	<u>0.0025</u>
					0.0025
<u>Productos</u>					
Metanol	32	0.0817	1.0	0.3478	0.0284
Etilén glicol	58	0.31	1.0	0.6304	0.1954
Glicerina	92	0.81	1.0	1.0000	<u>0.81</u>
					1.0038
Utilidad = 1.0313			R _{Peters} = 0.0024		

TABLA No. 4 ESTUDIO DEL MERCADO DE CONSUMO DE LA GLICERINA.

AÑO	PRODUCCION (Ton)	IMPORTACION (Ton)	EXPORTACION (Ton)	CONSUMO APARENTE (Ton)	TENDENCIA DE CONSUMO (Ton)
1970	3970	35.815	----	4005.815	4213.05
1971	4580	32.197	0.241	4611.956	4594.89
1972	5460	39.294	----	5499.294	4976.73
1973	5600	66.594	3.115	5663.479	5358.57
1974	5240	1273.661	----	6513.661	5740.41
1975	4290	136.907	116.520	4310.387	6122.25
1976	6290	47.447	174.720	6162.727	6504.09
1977	7190	66.063	466.310	6789.753	6885.93
1978	7480	626.636	----	8106.636	7267.78
1979					7649.62
1980					8031.46
1981					8413.30
1982					8795.14
1983					9176.98
1984					9558.82
1985					9940.66
1986					10322.50
1987					10704.34
PROYECCION A 1988					11086.18

TABLE No. 5. ARREGLO DE TUBOS. Pitch Triangular

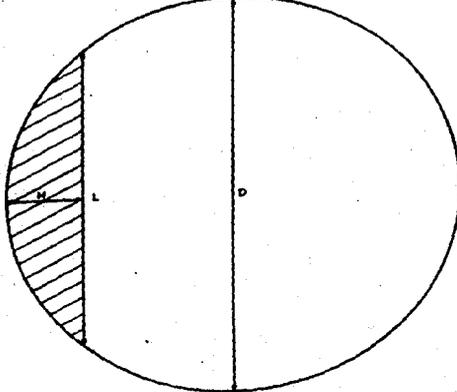
1/4 in. OD tubes on 1 1/8-in. triangular pitch						3/4 in. OD tubes on 1-in. triangular pitch					
Shell ID. in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Shell ID. in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18	8	87	80	24	24	
10	62	56	47	42	36	10	81	82	40	36	
12	100	98	86	82	78	12	92	82	76	74	70
13 1/4	127	114	96	90	86	13 1/4	100	106	86	82	74
15 1/4	170	160	140	136	128	15 1/4	151	138	122	118	110
17 1/4	230	224	194	188	178	17 1/4	203	196	178	172	166
19 1/4	301	282	232	244	234	19 1/4	262	250	226	216	219
21 1/4	391	342	314	306	290	21 1/4	316	302	278	272	260
23 1/4	442	420	386	378	364	23 1/4	384	376	352	342	328
25	532	506	468	446	434	25	470	452	422	394	382
27	637	602	560	538	524	27	559	534	488	474	464
29	721	692	640	620	594	29	630	604	556	538	508
31	817	822	766	722	720	31	745	728	678	666	640
33	974	938	878	862	826	33	856	830	774	760	732
35	1102	1068	1004	988	958	35	970	938	882	864	848
37	1240	1200	1144	1104	1072	37	1074	1044	1012	986	870
39	1377	1330	1258	1248	1212	39	1206	1176	1128	1100	1078
1 in. OD tubes on 1 1/4-in. triangular pitch						1 1/2 in. OD tubes on 1 1/2-in. triangular pitch					
8	21	16	16	14		10	20	16	14		
10	32	32	26	24		12	32	30	26	22	20
12	55	52	48	46	44	13 1/4	38	36	32	28	26
13 1/4	68	66	58	54	50	15 1/4	54	51	45	42	38
15 1/4	91	86	80	74	72	17 1/4	69	66	62	58	54
17 1/4	131	118	106	104	94	19 1/4	95	91	86	78	69
19 1/4	163	152	140	136	128	21 1/4	117	112	106	101	95
21 1/4	190	186	170	164	100	23 1/4	140	136	130	123	117
23 1/4	211	232	212	212	202		170	164	155	150	140
25	204	282	256	252	242		202	196	185	179	170
27	340	334	302	296	286		27	228	217	212	202
29	397	376	338	334	316		31	275	270	255	245
31	472	454	430	424	400		35	315	305	297	288
33	538	522	486	470	454		37	357	348	335	327
35	608	592	562	546	532		39	407	390	380	374
37	674	664	632	614	598			449	436	425	419
39	760	736	700	688	672						
1 1/2 in. OD tubes on 1 1/4-in. triangular pitch											
12	18	14	14	12	12						
13 1/4	27	21	18	16	14						
15 1/4	36	31	32	30	27						
17 1/4	48	41	42	39	36						
19 1/4	61	58	55	51	48						
21 1/4	76	72	70	66	61						
23 1/4	95	91	86	80	76						
25	118	110	105	98	95						
27	136	131	125	118	115						
29	160	154	147	141	136						
31	184	177	172	165	160						
33	215	206	200	190	184						
35	246	238	230	220	215						
37	275	268	260	252	246						
39	307	299	290	284	278						

TABLA No. 6. DATOS DE TUBERIA PARA CAMBIADORES.

Tube OD, in.	BWG	Wall thickness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. ²	Surface per lin ft, ft ²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
¾	12	0.109	0.282	0.0635	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	18	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.359
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843	1.47
	10	0.134	0.732	0.421		0.1916	1.36
	11	0.120	0.760	0.455		0.1990	1.23
	12	0.109	0.783	0.479		0.2048	1.14
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121	1.00
	14	0.083	0.834	0.546		0.2183	0.781
	15	0.072	0.856	0.576		0.2241	0.710
	16	0.065	0.870	0.594		0.2277	0.639
	17	0.058	0.884	0.613		0.2314	0.545
1½	8	0.165	0.920	0.665	0.3271	0.2409	2.09
	9	0.148	0.954	0.714		0.2498	1.91
	10	0.134	0.982	0.757		0.2572	1.76
	11	0.120	1.01	0.800		0.2644	1.63
	12	0.109	1.03	0.836		0.2701	1.45
	13	0.095	1.06	0.884		0.2775	1.28
	14	0.083	1.08	0.923		0.2839	1.13
	15	0.072	1.11	0.960		0.2896	0.991
	16	0.065	1.12	0.985		0.2932	0.900
	17	0.058	1.13	1.01		0.2969	0.808
18	0.049	1.15	1.04	0.3015	0.688		
1½	8	0.165	1.17	1.075	0.3925	0.3063	2.57
	9	0.148	1.20	1.14		0.3152	2.34
	10	0.134	1.23	1.19		0.3225	2.14
	11	0.120	1.26	1.25		0.3299	1.98
	12	0.109	1.28	1.29		0.3356	1.77
	13	0.095	1.31	1.35		0.3430	1.56
	14	0.083	1.33	1.40		0.3492	1.37
	15	0.072	1.36	1.44		0.3555	1.20
	16	0.065	1.37	1.47		0.3587	1.09
	17	0.058	1.38	1.50		0.3623	0.978
18	0.049	1.40	1.54	0.3670	0.891		

TABLA No. 7

FUNCIONES
SEGMENTALES.



D = TOWER DIAMETER
H = CHORD HEIGHT
L = CHORD LENGTH
A_s = CHORD AREA
A_T = TOWER AREA

H/D FROM .0 TO .1			H/D FROM .1 TO .2			H/D FROM .2 TO .3			H/D FROM .3 TO .4			H/D FROM .4 TO .5		
H/D	L/D	A _s /A _T	H/D	L/D	A _s /A _T	H/D	L/D	A _s /A _T	H/D	L/D	A _s /A _T	H/D	L/D	A _s /A _T
.0000	.0000	.0000	.0200	.2800	.0048	.0400	.3919	.0134	.0600	.4750	.0245	.0800	.5426	.0376
.0005	.0047	.0000	.0205	.2825	.0050	.0405	.3943	.0137	.0605	.4768	.0248	.0805	.5441	.0378
.0010	.0092	.0001	.0210	.2850	.0051	.0410	.3966	.0139	.0610	.4787	.0251	.0810	.5457	.0382
.0015	.0137	.0001	.0215	.2875	.0053	.0415	.3989	.0142	.0615	.4805	.0254	.0815	.5472	.0385
.0020	.0184	.0002	.0220	.2900	.0055	.0420	.4011	.0144	.0620	.4823	.0257	.0820	.5487	.0389
.0025	.0231	.0003	.0225	.2925	.0057	.0425	.4035	.0147	.0625	.4841	.0260	.0825	.5502	.0392
.0030	.0278	.0003	.0230	.2950	.0059	.0430	.4057	.0149	.0630	.4859	.0263	.0830	.5518	.0396
.0035	.0325	.0004	.0235	.2975	.0061	.0435	.4080	.0152	.0635	.4877	.0266	.0835	.5532	.0399
.0040	.0372	.0004	.0240	.3000	.0063	.0440	.4102	.0155	.0640	.4895	.0270	.0840	.5548	.0403
.0045	.0419	.0005	.0245	.3025	.0065	.0445	.4124	.0157	.0645	.4913	.0273	.0845	.5563	.0408
.0050	.0466	.0005	.0250	.3050	.0067	.0450	.4146	.0160	.0650	.4931	.0276	.0850	.5578	.0410
.0055	.0513	.0006	.0255	.3075	.0069	.0455	.4168	.0162	.0655	.4948	.0279	.0855	.5592	.0413
.0060	.0560	.0006	.0260	.3100	.0071	.0460	.4190	.0164	.0660	.4966	.0282	.0860	.5607	.0417
.0065	.0607	.0007	.0265	.3125	.0073	.0465	.4211	.0166	.0665	.4983	.0285	.0865	.5622	.0421
.0070	.0654	.0008	.0270	.3150	.0075	.0470	.4233	.0171	.0670	.5000	.0288	.0870	.5637	.0424
.0075	.0701	.0008	.0275	.3175	.0077	.0475	.4254	.0173	.0675	.5018	.0292	.0875	.5651	.0428
.0080	.0748	.0009	.0280	.3200	.0079	.0480	.4275	.0176	.0680	.5035	.0295	.0880	.5666	.0431
.0085	.0795	.0009	.0285	.3225	.0081	.0485	.4296	.0179	.0685	.5052	.0298	.0885	.5680	.0435
.0090	.0842	.0010	.0290	.3250	.0083	.0490	.4317	.0181	.0690	.5069	.0301	.0890	.5695	.0439
.0095	.0889	.0010	.0295	.3275	.0085	.0495	.4338	.0184	.0695	.5086	.0304	.0895	.5709	.0442
.0100	.0936	.0011	.0300	.3300	.0087	.0500	.4359	.0187	.0700	.5103	.0308	.0900	.5724	.0446
.0105	.0983	.0011	.0305	.3325	.0090	.0505	.4379	.0190	.0705	.5120	.0311	.0905	.5738	.0449
.0110	.1030	.0012	.0310	.3350	.0092	.0510	.4400	.0193	.0710	.5136	.0314	.0910	.5752	.0453
.0115	.1077	.0012	.0315	.3375	.0094	.0515	.4420	.0195	.0715	.5152	.0318	.0915	.5767	.0457
.0120	.1124	.0013	.0320	.3400	.0096	.0520	.4441	.0198	.0720	.5167	.0321	.0920	.5781	.0460
.0125	.1171	.0013	.0325	.3425	.0098	.0525	.4461	.0201	.0725	.5184	.0324	.0925	.5795	.0464
.0130	.1218	.0014	.0330	.3450	.0101	.0530	.4481	.0204	.0730	.5203	.0327	.0930	.5809	.0468
.0135	.1265	.0014	.0335	.3475	.0103	.0535	.4501	.0207	.0735	.5219	.0331	.0935	.5823	.0472
.0140	.1312	.0015	.0340	.3500	.0105	.0540	.4520	.0210	.0740	.5235	.0334	.0940	.5837	.0476
.0145	.1359	.0015	.0345	.3525	.0108	.0545	.4540	.0212	.0745	.5252	.0337	.0945	.5850	.0479
.0150	.1406	.0016	.0350	.3550	.0110	.0550	.4560	.0215	.0750	.5268	.0341	.0950	.5864	.0483
.0155	.1453	.0016	.0355	.3575	.0112	.0555	.4579	.0218	.0755	.5284	.0344	.0955	.5878	.0486
.0160	.1500	.0017	.0360	.3600	.0115	.0560	.4598	.0221	.0760	.5300	.0347	.0960	.5892	.0490
.0165	.1547	.0017	.0365	.3625	.0117	.0565	.4618	.0224	.0765	.5316	.0351	.0965	.5906	.0494
.0170	.1594	.0018	.0370	.3650	.0119	.0570	.4637	.0227	.0770	.5332	.0354	.0970	.5919	.0498
.0175	.1641	.0018	.0375	.3675	.0122	.0575	.4656	.0230	.0775	.5348	.0358	.0975	.5933	.0501
.0180	.1688	.0019	.0380	.3700	.0124	.0580	.4675	.0233	.0780	.5363	.0361	.0980	.5946	.0505
.0185	.1735	.0019	.0385	.3725	.0127	.0585	.4694	.0236	.0785	.5379	.0364	.0985	.5960	.0509
.0190	.1782	.0020	.0390	.3750	.0129	.0590	.4712	.0239	.0790	.5395	.0368	.0990	.5973	.0513
.0195	.1829	.0020	.0395	.3775	.0132	.0595	.4731	.0242	.0795	.5410	.0371	.0995	.5987	.0517

H/D FROM .1 TO .2				H/D FROM .1 TO .2				H/D FROM .1 TO .2				H/D FROM .1 TO .2			
H/D	L/D	A ₁ /A _T		H/D	L/D	A ₁ /A _T		H/D	L/D	A ₁ /A _T		H/D	L/D	A ₁ /A _T	
.1000	.6000	.0520		.1200	.6499	.0680		.1400	.6940	.0851		.1600	.7337	.1033	
.1005	.6011	.0526		.1205	.6511	.0684		.1405	.6960	.0855		.1605	.7361	.1037	
.1010	.6027	.0528		.1210	.6523	.0688		.1410	.6980	.0860		.1610	.7381	.1042	
.1015	.6040	.0532		.1215	.6534	.0692		.1415	.6997	.0864		.1615	.7360	.1047	
.1020	.6054	.0536		.1220	.6546	.0696		.1420	.6981	.0869		.1620	.7369	.1051	
.1025	.6066	.0540		.1225	.6557	.0701		.1425	.6991	.0873		.1625	.7378	.1056	
.1030	.6076	.0544		.1230	.6568	.0705		.1430	.7000	.0878		.1630	.7384	.1061	
.1035	.6092	.0547		.1235	.6580	.0709		.1435	.7012	.0882		.1635	.7396	.1064	
.1040	.6108	.0551		.1240	.6593	.0713		.1440	.7022	.0886		.1640	.7406	.1070	
.1045	.6121	.0555		.1245	.6606	.0717		.1445	.7032	.0890		.1645	.7411	.1074	
.1050	.6131	.0559		.1250	.6618	.0721		.1450	.7042	.0895		.1650	.7424	.1080	
.1055	.6144	.0563		.1255	.6626	.0726		.1455	.7051	.0900		.1655	.7433	.1084	
.1060	.6157	.0567		.1260	.6637	.0730		.1460	.7062	.0904		.1660	.7442	.1089	
.1065	.6170	.0571		.1265	.6648	.0734		.1465	.7072	.0909		.1665	.7451	.1094	
.1070	.6182	.0575		.1270	.6659	.0738		.1470	.7081	.0913		.1670	.7460	.1099	
.1075	.6195	.0579		.1275	.6671	.0743		.1475	.7092	.0918		.1675	.7468	.1103	
.1080	.6208	.0583		.1280	.6682	.0747		.1480	.7102	.0922		.1680	.7477	.1108	
.1085	.6220	.0587		.1285	.6693	.0751		.1485	.7112	.0927		.1685	.7486	.1113	
.1090	.6233	.0591		.1290	.6704	.0755		.1490	.7122	.0932		.1690	.7495	.1118	
.1095	.6245	.0595		.1295	.6715	.0760		.1495	.7132	.0936		.1695	.7504	.1122	
.1100	.6258	.0599		.1300	.6726	.0764		.1500	.7141	.0941		.1700	.7513	.1127	
.1105	.6270	.0602		.1305	.6737	.0768		.1505	.7151	.0944		.1705	.7521	.1132	
.1110	.6281	.0606		.1310	.6748	.0773		.1510	.7161	.0949		.1710	.7530	.1137	
.1115	.6292	.0610		.1315	.6759	.0777		.1515	.7171	.0954		.1715	.7539	.1142	
.1120	.6307	.0614		.1320	.6770	.0781		.1520	.7180	.0959		.1720	.7548	.1146	
.1125	.6320	.0619		.1325	.6781	.0785		.1525	.7190	.0963		.1725	.7556	.1151	
.1130	.6332	.0623		.1330	.6792	.0789		.1530	.7200	.0968		.1730	.7565	.1155	
.1135	.6344	.0627		.1335	.6802	.0793		.1535	.7209	.0973		.1735	.7574	.1161	
.1140	.6356	.0631		.1340	.6813	.0798		.1540	.7219	.0977		.1740	.7582	.1166	
.1145	.6368	.0635		.1345	.6824	.0803		.1545	.7229	.0982		.1745	.7591	.1171	
.1150	.6380	.0639		.1350	.6834	.0807		.1550	.7238	.0986		.1750	.7599	.1175	
.1155	.6392	.0643		.1355	.6845	.0811		.1555	.7248	.0991		.1755	.7608	.1180	
.1160	.6404	.0647		.1360	.6854	.0816		.1560	.7257	.0994		.1760	.7616	.1185	
.1165	.6416	.0651		.1365	.6864	.0820		.1565	.7267	.0999		.1765	.7625	.1190	
.1170	.6428	.0655		.1370	.6874	.0824		.1570	.7276	.1004		.1770	.7633	.1195	
.1175	.6440	.0659		.1375	.6887	.0829		.1575	.7285	.1009		.1775	.7642	.1200	
.1180	.6452	.0663		.1380	.6898	.0833		.1580	.7294	.1014		.1780	.7650	.1205	
.1185	.6464	.0667		.1385	.6908	.0838		.1585	.7304	.1019		.1785	.7659	.1209	
.1190	.6476	.0671		.1390	.6919	.0842		.1590	.7313	.1024		.1790	.7667	.1214	
.1195	.6488	.0675		.1395	.6929	.0847		.1595	.7323	.1028		.1795	.7675	.1219	
.1200	.6500	.0680		.1400	.6940	.0851		.1600	.7332	.1033		.1800	.7684	.1224	
.1205	.6511	.0684		.1405	.6951	.0855		.1605	.7341	.1037		.1805	.7693	.1229	
.1210	.6527	.0688		.1410	.6960	.0860		.1610	.7350	.1042		.1810	.7700	.1234	
.1215	.6534	.0692		.1415	.6971	.0864		.1615	.7359	.1047		.1815	.7709	.1239	
.1220	.6546	.0696		.1420	.6981	.0869		.1620	.7368	.1051		.1820	.7717	.1244	
.1225	.6557	.0701		.1425	.6991	.0873		.1625	.7377	.1056		.1825	.7725	.1249	
.1230	.6568	.0705		.1430	.7000	.0878		.1630	.7384	.1061		.1830	.7733	.1254	
.1235	.6580	.0709		.1435	.7012	.0882		.1635	.7396	.1064		.1835	.7742	.1259	
.1240	.6593	.0713		.1440	.7022	.0886		.1640	.7406	.1070		.1840	.7750	.1264	
.1245	.6606	.0717		.1445	.7032	.0890		.1645	.7411	.1074		.1845	.7759	.1269	
.1250	.6618	.0721		.1450	.7042	.0895		.1650	.7424	.1080		.1850	.7767	.1274	
.1255	.6626	.0726		.1455	.7051	.0900		.1655	.7433	.1084		.1855	.7775	.1279	
.1260	.6637	.0730		.1460	.7062	.0904		.1660	.7442	.1089		.1860	.7782	.1284	
.1265	.6648	.0734		.1465	.7072	.0909		.1665	.7451	.1094		.1865	.7790	.1289	
.1270	.6659	.0738		.1470	.7081	.0913		.1670	.7460	.1099		.1870	.7798	.1293	
.1275	.6671	.0743		.1475	.7092	.0918		.1675	.7468	.1103		.1875	.7806	.1298	
.1280	.6682	.0747		.1480	.7102	.0922		.1680	.7477	.1108		.1880	.7814	.1303	
.1285	.6693	.0751		.1485	.7112	.0927		.1685	.7486	.1113		.1885	.7822	.1308	
.1290	.6704	.0755		.1490	.7122	.0932		.1690	.7495	.1118		.1890	.7830	.1313	
.1295	.6715	.0760		.1495	.7132	.0936		.1695	.7504	.1122		.1895	.7838	.1318	
.1300	.6726	.0764		.1500	.7141	.0941		.1700	.7513	.1127		.1900	.7846	.1323	
.1305	.6737	.0768		.1505	.7151	.0944		.1705	.7521	.1132		.1905	.7854	.1328	
.1310	.6748	.0773		.1510	.7161	.0949		.1710	.7530	.1137		.1910	.7862	.1333	
.1315	.6759	.0777		.1515	.7171	.0954		.1715	.7539	.1142		.1915	.7870	.1338	
.1320	.6770	.0781		.1520	.7180	.0959		.1720	.7548	.1146		.1920	.7877	.1343	
.1325	.6781	.0785		.1525	.7190	.0963		.1725	.7556	.1151		.1925	.7885	.1348	
.1330	.6792	.0789		.1530	.7200	.0968		.1730	.7565	.1155		.1930	.7893	.1353	
.1335	.6802	.0793		.1535	.7209	.0973		.1735	.7574	.1161		.1935	.7901	.1358	
.1340	.6813	.0798		.1540	.7219	.0977		.1740	.7582	.1166		.1940	.7909	.1363	
.1345	.6824	.0803		.1545	.7229	.0982		.1745	.7591	.1171		.1945	.7917	.1368	
.1350	.6834	.0807		.1550	.7238	.0986		.1750	.7599	.1175		.1950	.7924	.1373	
.1355	.6845	.0811		.1555	.7248	.0991		.1755	.7608	.1180		.1955	.7932	.1378	
.1360	.6854	.0816		.1560	.7257	.0994		.1760	.7616	.1185		.1960	.7939	.1383	
.1365	.6864	.0820		.1565	.7267	.0999		.1765	.7625	.1190		.1965	.7947	.1388	
.1370	.6874	.0824		.1570	.7276	.1004		.1770	.7633	.1195		.1970	.7954	.1393	
.1375	.6887	.0829		.1575	.7285	.1009		.1775	.7642	.1200		.1975	.7962	.1398	
.1380	.6898	.0833		.1580	.7294	.1014		.1780	.7650	.1205		.1980	.7970	.1403	
.1385	.6908	.0838		.1585	.7304	.1019		.1785	.7659	.1209		.1985	.7977	.1408	
.1390	.6919	.0842		.1590	.7313	.1024		.1790	.7667	.1214		.1990	.7984	.1414	
.1395	.6929	.0847		.1595	.7323	.1028		.1795	.7675	.1219		.1995	.7992	.1419	
.1400	.6940	.0851		.1600	.7332	.1033		.1800	.7684	.1224		.2000	.8000	.1424	
.1405	.6951	.0855		.1605	.7341	.1037		.1805	.7693	.1229		.2005	.8008	.1429	
.1410	.6960	.0860		.1610	.7350	.1042		.1810	.7700	.1234		.2010	.8016	.1434	
.1415	.6971	.0864		.1615	.7359	.1047		.1815	.7709	.1239		.2015	.8024	.1439	
.1420	.6981	.0869		.1620	.7368	.1051		.1820	.7717	.1244		.2020	.8032	.1444	
.1425	.6991	.0873		.1625	.7377	.1056		.1825	.7725	.1249		.2025	.8040	.1449	
.1430	.7000	.0878		.1630	.7384	.1061		.1830	.7733	.1254		.2030	.8048	.1454	
.1435	.7012	.0882		.1635	.7396	.1064		.1835	.7742	.1259		.2035	.8056	.1459	
.1440	.7022	.0886		.1640	.7406	.1070		.1840	.7750	.1264		.2040	.8064	.1464	
.1445	.7032	.0890		.1645	.7411	.1074		.1845	.7759	.1269		.2045	.8072	.1469	
.1450	.7042	.0895		.1650	.7424	.1080		.1850	.7767	.1274		.2050	.8080	.1474	
.1455	.7051	.0900		.1655	.7433	.1084		.1855	.7775	.1279		.2055	.8088	.1479	
.1460	.7062	.0904		.1660	.7442	.1089		.1860	.7782	.1284		.2060	.8096	.1484	
.1465	.7072	.0909		.1665	.7451	.1094		.1865	.7790	.1289		.2065	.8		

H/D			H/D FROM .3 TO .4			H/D			H/D			H/D		
L/D	A ₂ /A ₁		L/D	A ₂ /A ₁		L/D	A ₂ /A ₁		L/D	A ₂ /A ₁		L/D	A ₂ /A ₁	
.3000	.9165	.2323	.3000	.9330	.2799	.3000	.9474	.2928	.3000	.9600	.3241	.3000	.9708	.3483
.3005	.9170	.2329	.3005	.9333	.2785	.3005	.9480	.2924	.3005	.9605	.3237	.3005	.9710	.3483
.3010	.9175	.2334	.3010	.9336	.2771	.3010	.9484	.2910	.3010	.9610	.3233	.3010	.9713	.3483
.3015	.9178	.2341	.3015	.9340	.2757	.3015	.9488	.2906	.3015	.9615	.3229	.3015	.9716	.3483
.3020	.9183	.2347	.3020	.9344	.2742	.3020	.9492	.2892	.3020	.9620	.3225	.3020	.9718	.3483
.3025	.9187	.2352	.3025	.9348	.2728	.3025	.9496	.2888	.3025	.9625	.3221	.3025	.9720	.3483
.3030	.9192	.2358	.3030	.9352	.2714	.3030	.9500	.2884	.3030	.9630	.3217	.3030	.9722	.3483
.3035	.9197	.2364	.3035	.9356	.2700	.3035	.9504	.2880	.3035	.9635	.3213	.3035	.9724	.3483
.3040	.9202	.2370	.3040	.9360	.2686	.3040	.9508	.2876	.3040	.9640	.3209	.3040	.9726	.3483
.3045	.9207	.2376	.3045	.9364	.2672	.3045	.9512	.2872	.3045	.9645	.3205	.3045	.9728	.3483
.3050	.9212	.2382	.3050	.9368	.2658	.3050	.9516	.2868	.3050	.9650	.3201	.3050	.9730	.3483
.3055	.9217	.2388	.3055	.9372	.2644	.3055	.9520	.2864	.3055	.9655	.3197	.3055	.9732	.3483
.3060	.9222	.2394	.3060	.9376	.2630	.3060	.9524	.2860	.3060	.9660	.3193	.3060	.9734	.3483
.3065	.9227	.2400	.3065	.9380	.2616	.3065	.9528	.2856	.3065	.9665	.3189	.3065	.9736	.3483
.3070	.9232	.2406	.3070	.9384	.2602	.3070	.9532	.2852	.3070	.9670	.3185	.3070	.9738	.3483
.3075	.9237	.2412	.3075	.9388	.2588	.3075	.9536	.2848	.3075	.9675	.3181	.3075	.9740	.3483
.3080	.9242	.2418	.3080	.9392	.2574	.3080	.9540	.2844	.3080	.9680	.3177	.3080	.9742	.3483
.3085	.9247	.2424	.3085	.9396	.2560	.3085	.9544	.2840	.3085	.9685	.3173	.3085	.9744	.3483
.3090	.9252	.2430	.3090	.9400	.2546	.3090	.9548	.2836	.3090	.9690	.3169	.3090	.9746	.3483
.3095	.9257	.2436	.3095	.9404	.2532	.3095	.9552	.2832	.3095	.9695	.3165	.3095	.9748	.3483
.3100	.9262	.2442	.3100	.9408	.2518	.3100	.9556	.2828	.3100	.9700	.3161	.3100	.9750	.3483
.3105	.9267	.2448	.3105	.9412	.2504	.3105	.9560	.2824	.3105	.9705	.3157	.3105	.9752	.3483
.3110	.9272	.2454	.3110	.9416	.2490	.3110	.9564	.2820	.3110	.9710	.3153	.3110	.9754	.3483
.3115	.9277	.2460	.3115	.9420	.2476	.3115	.9568	.2816	.3115	.9715	.3149	.3115	.9756	.3483
.3120	.9282	.2466	.3120	.9424	.2462	.3120	.9572	.2812	.3120	.9720	.3145	.3120	.9758	.3483
.3125	.9287	.2472	.3125	.9428	.2448	.3125	.9576	.2808	.3125	.9725	.3141	.3125	.9760	.3483
.3130	.9292	.2478	.3130	.9432	.2434	.3130	.9580	.2804	.3130	.9730	.3137	.3130	.9762	.3483
.3135	.9297	.2484	.3135	.9436	.2420	.3135	.9584	.2800	.3135	.9735	.3133	.3135	.9764	.3483
.3140	.9302	.2490	.3140	.9440	.2406	.3140	.9588	.2796	.3140	.9740	.3129	.3140	.9766	.3483
.3145	.9307	.2496	.3145	.9444	.2392	.3145	.9592	.2792	.3145	.9745	.3125	.3145	.9768	.3483
.3150	.9312	.2502	.3150	.9448	.2378	.3150	.9596	.2788	.3150	.9750	.3121	.3150	.9770	.3483
.3155	.9317	.2508	.3155	.9452	.2364	.3155	.9600	.2784	.3155	.9755	.3117	.3155	.9772	.3483
.3160	.9322	.2514	.3160	.9456	.2350	.3160	.9604	.2780	.3160	.9760	.3113	.3160	.9774	.3483
.3165	.9327	.2520	.3165	.9460	.2336	.3165	.9608	.2776	.3165	.9765	.3109	.3165	.9776	.3483
.3170	.9332	.2526	.3170	.9464	.2322	.3170	.9612	.2772	.3170	.9770	.3105	.3170	.9778	.3483
.3175	.9337	.2532	.3175	.9468	.2308	.3175	.9616	.2768	.3175	.9775	.3101	.3175	.9780	.3483
.3180	.9342	.2538	.3180	.9472	.2294	.3180	.9620	.2764	.3180	.9780	.3097	.3180	.9782	.3483
.3185	.9347	.2544	.3185	.9476	.2280	.3185	.9624	.2760	.3185	.9785	.3093	.3185	.9784	.3483
.3190	.9352	.2550	.3190	.9480	.2266	.3190	.9628	.2756	.3190	.9790	.3089	.3190	.9786	.3483
.3195	.9357	.2556	.3195	.9484	.2252	.3195	.9632	.2752	.3195	.9795	.3085	.3195	.9788	.3483
.3200	.9362	.2562	.3200	.9488	.2238	.3200	.9636	.2748	.3200	.9800	.3081	.3200	.9790	.3483
.3205	.9367	.2568	.3205	.9492	.2224	.3205	.9640	.2744	.3205	.9805	.3077	.3205	.9792	.3483
.3210	.9372	.2574	.3210	.9496	.2210	.3210	.9644	.2740	.3210	.9810	.3073	.3210	.9794	.3483
.3215	.9377	.2580	.3215	.9500	.2196	.3215	.9648	.2736	.3215	.9815	.3069	.3215	.9796	.3483
.3220	.9382	.2586	.3220	.9504	.2182	.3220	.9652	.2732	.3220	.9820	.3065	.3220	.9798	.3483
.3225	.9387	.2592	.3225	.9508	.2168	.3225	.9656	.2728	.3225	.9825	.3061	.3225	.9800	.3483
.3230	.9392	.2598	.3230	.9512	.2154	.3230	.9660	.2724	.3230	.9830	.3057	.3230	.9802	.3483
.3235	.9397	.2604	.3235	.9516	.2140	.3235	.9664	.2720	.3235	.9835	.3053	.3235	.9804	.3483
.3240	.9402	.2610	.3240	.9520	.2126	.3240	.9668	.2716	.3240	.9840	.3049	.3240	.9806	.3483
.3245	.9407	.2616	.3245	.9524	.2112	.3245	.9672	.2712	.3245	.9845	.3045	.3245	.9808	.3483
.3250	.9412	.2622	.3250	.9528	.2098	.3250	.9676	.2708	.3250	.9850	.3041	.3250	.9810	.3483
.3255	.9417	.2628	.3255	.9532	.2084	.3255	.9680	.2704	.3255	.9855	.3037	.3255	.9812	.3483
.3260	.9422	.2634	.3260	.9536	.2070	.3260	.9684	.2700	.3260	.9860	.3033	.3260	.9814	.3483
.3265	.9427	.2640	.3265	.9540	.2056	.3265	.9688	.2696	.3265	.9865	.3029	.3265	.9816	.3483
.3270	.9432	.2646	.3270	.9544	.2042	.3270	.9692	.2692	.3270	.9870	.3025	.3270	.9818	.3483
.3275	.9437	.2652	.3275	.9548	.2028	.3275	.9696	.2688	.3275	.9875	.3021	.3275	.9820	.3483
.3280	.9442	.2658	.3280	.9552	.2014	.3280	.9700	.2684	.3280	.9880	.3017	.3280	.9822	.3483
.3285	.9447	.2664	.3285	.9556	.2000	.3285	.9704	.2680	.3285	.9885	.3013	.3285	.9824	.3483
.3290	.9452	.2670	.3290	.9560	.1986	.3290	.9708	.2676	.3290	.9890	.3009	.3290	.9826	.3483
.3295	.9457	.2676	.3295	.9564	.1972	.3295	.9712	.2672	.3295	.9895	.3005	.3295	.9828	.3483
.3300	.9462	.2682	.3300	.9568	.1958	.3300	.9716	.2668	.3300	.9900	.3001	.3300	.9830	.3483
.3305	.9467	.2688	.3305	.9572	.1944	.3305	.9720	.2664	.3305	.9905	.2997	.3305	.9832	.3483
.3310	.9472	.2694	.3310	.9576	.1930	.3310	.9724	.2660	.3310	.9910	.2993	.3310	.9834	.3483
.3315	.9477	.2700	.3315	.9580	.1916	.3315	.9728	.2656	.3315	.9915	.2989	.3315	.9836	.3483
.3320	.9482	.2706	.3320	.9584	.1902	.3320	.9732	.2652	.3320	.9920	.2985	.3320	.9838	.3483
.3325	.9487	.2712	.3325	.9588	.1888	.3325	.9736	.2648	.3325	.9925	.2981	.3325	.9840	.3483
.3330	.9492	.2718	.3330	.9592	.1874	.3330	.9740	.2644	.3330	.9930	.2977	.3330	.9842	.3483
.3335	.9497	.2724	.3335	.9596	.1860	.3335	.9744	.2640	.3335	.9935	.2973	.3335	.9844	.3483
.3340	.9502	.2730	.3340	.9600	.1846	.3340	.9748	.2636	.3340	.9940	.2969	.3340	.9846	.3483
.3345	.9507	.2736	.3345	.9604	.1832	.3345	.9752	.2632	.3345	.9945	.2965	.3345	.9848	.3483
.3350	.9512	.2742	.3350	.9608	.1818	.3350	.9756	.2628	.3350	.9950	.2961	.3350	.9850	.3483
.3355	.9517	.2748	.3355	.9612	.1804	.3355	.9760	.2624	.3355	.9955	.2957	.3355	.9852	.3483
.3360	.9522	.2754	.3360	.9616	.1790	.3360	.9764	.2620	.3360	.9960	.2953	.3360	.9854	.3483
.3365	.9527	.2760	.3365	.9620	.1776	.3365	.9768	.2616	.3365	.9965	.2949	.3365	.9856	.3483
.3370	.9532	.2766	.3370	.9624	.1762	.3370	.9772	.2612	.3370	.9970	.2945	.3370	.9858	.3483
.3375	.9537	.2772	.3375	.9628	.1748	.3375	.9776	.2608	.3375	.9975	.2941	.3375	.9860	.3483
.3380	.9542	.2778	.3380	.9632	.1734	.3380	.9780	.2604	.3380	.9980	.2937	.3380	.9862	.3483
.3385	.9547	.2784	.3385	.9636	.1720	.3385	.9784	.2600	.3385	.9985	.2933	.3385	.9864	.3483
.3390	.9552	.2790	.3390	.9640	.1706	.3390	.9788	.2596	.3390	.9990	.2929	.3390	.9866	.3483
.3395	.9557	.2796	.3395	.9644	.1692	.3395	.9792	.2592	.3395	.9995	.2925	.3395	.9868	.3483
.3400	.9562	.2802	.3400	.9648	.1678	.3400	.9796	.2588	.3400	.1000	.2921	.3400	.9870	.3483
.3405	.9567	.2808	.3405	.9652	.1664	.3405	.9800	.2584	.3405	.1005	.2917	.3405	.9872	.3483
.3410	.9572	.2814	.3410	.9656	.1650	.3410	.9804	.2580	.3410	.1010	.2913	.3410	.9874	.3483
.3415	.9577	.2820	.3415	.9660	.1636	.3415	.9808	.2576	.3415	.1015	.2909	.3415	.9876	.3483
.3420	.9582	.2826	.3420	.9664	.1622	.3420	.9812	.2572	.3420	.1020	.2905	.3420	.9878	.3483
.3425	.9587	.2832	.3425	.9668	.1608	.3425	.9816	.2568	.3425	.1025	.2901	.3425	.9880	.3483
.3430	.9592	.2838	.3430	.9672	.1594	.3430								

TABLA No. 8 . SELECCION DEL MATERIAL DE CONSTRUCCION.

Límites de Temperatura	Material	Ejemplo
340	Cr - Mo	SA - 387
- 29 a 340	A. C.	SA - 515
- 30 a - 35	A. C. Charpy	SA - 516
- 36 a - 68	2½ Ni Charpy	SA - 203
- 69 a - 101	3½ Ni Charpy	SA - 203
-102 a - 197	9% Ni	SA - 353
- 197	A. Inox.	SA - 316

TABLA No. 9. COEFICIENTES PARA VOLUMENES PARCIALES DE CILINDROS HORIZONTALES; f (Zc).

z _c	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
.00	.000000	.000043	.000181	.000379	.000429	.000600	.000785	.000992	.001212	.001445
.01	.001892	.001943	.002223	.002207	.002900	.003219	.003419	.003743	.004077	.004510
.02	.004772	.005134	.005603	.006381	.006267	.006660	.007061	.007470	.007900	.008329
.03	.008742	.009279	.009923	.010779	.010534	.010999	.011470	.011952	.012452	.012929
.04	.013417	.013919	.014437	.015069	.014846	.015328	.015818	.016322	.016842	.017319
.05	.018002	.018220	.018813	.019383	.019265	.019733	.020215	.020703	.021203	.021694
.06	.022496	.022103	.022715	.023311	.023262	.023727	.024208	.024702	.025202	.025694
.07	.030772	.031424	.032081	.032740	.032405	.032873	.033352	.033843	.034340	.034842
.08	.037478	.038171	.038879	.039592	.039227	.039698	.040181	.040674	.041176	.041682
.09	.044579	.045310	.046043	.046782	.046423	.046898	.047385	.047882	.048388	.048894
.10	.052044	.052810	.053579	.054351	.054026	.054503	.054982	.055472	.055970	.056464
.11	.060650	.060465	.061289	.062129	.061802	.062283	.062766	.063250	.063744	.064234
.12	.069722	.069562	.070449	.071359	.071037	.071524	.072013	.072503	.072994	.073484
.13	.076393	.077251	.078112	.078973	.078651	.079143	.079636	.080130	.080624	.081114
.14	.085004	.085879	.086766	.087659	.087340	.087838	.088338	.088838	.089338	.089834
.15	.094061	.094971	.095884	.096799	.096492	.096993	.097495	.097997	.098498	.098994
.16	.103275	.104211	.105147	.106083	.105793	.106298	.106803	.107308	.107812	.108314
.17	.112723	.113686	.114648	.115607	.115332	.115843	.116354	.116864	.117374	.117882
.18	.122403	.123382	.124364	.125343	.125082	.125598	.126113	.126628	.127142	.127654
.19	.132250	.133251	.134252	.135253	.135008	.135528	.136047	.136566	.137084	.137600
.20	.142378	.143398	.144418	.145438	.145202	.145725	.146247	.146768	.147288	.147806
.21	.152690	.153727	.154763	.155799	.155572	.156100	.156627	.157154	.157680	.158204
.22	.163180	.164236	.165291	.166346	.166132	.166665	.167197	.167728	.168258	.168784
.23	.173853	.174923	.175992	.177061	.176862	.177400	.177937	.178473	.179008	.179540
.24	.184650	.185739	.186828	.187917	.187730	.188275	.188818	.189360	.189901	.190439
.25	.195601	.196704	.197799	.198897	.198722	.199273	.199821	.200368	.200914	.201458
.26	.206690	.207798	.208897	.209997	.209837	.210394	.210948	.211500	.212051	.212600
.27	.217926	.219047	.220168	.221289	.221142	.221705	.222265	.222823	.223380	.223934
.28	.229206	.230342	.231478	.232614	.232481	.233049	.233614	.234178	.234740	.235300
.29	.240703	.241859	.243014	.244170	.244052	.244625	.245195	.245763	.246330	.246894
.30	.252315	.253483	.254652	.255822	.255720	.256300	.256876	.257450	.258023	.258594
.31	.264104	.265281	.266459	.267637	.267552	.268138	.268719	.269300	.269878	.270454
.32	.275988	.277179	.278370	.279561	.279492	.280084	.280671	.281257	.281840	.282420
.33	.287975	.289179	.290382	.291585	.291538	.292136	.292728	.293319	.293908	.294494
.34	.298964	.300181	.301402	.302622	.302592	.303196	.303790	.304381	.304970	.305556
.35	.311915	.313144	.314375	.315606	.315592	.316202	.316808	.317411	.318012	.318610
.36	.324930	.326173	.327416	.328659	.328668	.329284	.329895	.330503	.331108	.331710
.37	.338963	.340219	.341474	.342729	.342754	.343376	.343993	.344607	.345218	.345826
.38	.348990	.350259	.351528	.352797	.352842	.353470	.354099	.354724	.355346	.355964
.39	.361052	.362335	.363618	.364901	.364968	.365602	.366232	.366858	.367481	.368100
.40	.373330	.374627	.375924	.377221	.377274	.377914	.378550	.379183	.379813	.380440
.41	.386630	.387941	.389252	.390563	.390632	.391278	.391919	.392557	.393192	.393824
.42	.398947	.399831	.400716	.401601	.401688	.402340	.402987	.403630	.404270	.404906
.43	.411163	.412052	.412941	.413830	.413932	.414590	.415243	.415892	.416538	.417180
.44	.423378	.424275	.425172	.426069	.426182	.426846	.427505	.428160	.428812	.429460
.45	.436445	.437342	.438239	.439136	.439262	.440032	.440797	.441558	.442316	.443070
.46	.449123	.450020	.450917	.451814	.451954	.452730	.453501	.454268	.455031	.455790
.47	.461808	.462705	.463602	.464499	.464652	.465434	.466211	.466984	.467753	.468518
.48	.474311	.475208	.476105	.476999	.477164	.477952	.478735	.479513	.480287	.481056
.49	.486769	.487666	.488563	.489459	.489638	.490432	.491221	.492006	.492787	.493564

20	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
.80	.800000	.801274	.802548	.803821	.805094	.806367	.807640	.808913	.810186	.811459
.81	.811731	.813005	.814278	.815551	.816824	.818097	.819370	.820643	.821916	.823189
.82	.823950	.825224	.826497	.827770	.829043	.830316	.831589	.832862	.834135	.835408
.83	.836175	.837448	.838721	.840000	.841273	.842546	.843819	.845092	.846365	.847638
.84	.848911	.850184	.851457	.852730	.854003	.855276	.856549	.857822	.859095	.860368
.85	.861642	.862915	.864188	.865461	.866734	.868007	.869280	.870553	.871826	.873099
.86	.874370	.875643	.876916	.878189	.879462	.880735	.882008	.883281	.884554	.885827
.87	.887100	.888373	.889646	.890919	.892192	.893465	.894738	.896011	.897284	.898557
.88	.899837	.901110	.902383	.903656	.904929	.906202	.907475	.908748	.910021	.911294
.89	.912567	.913840	.915113	.916386	.917659	.918932	.920205	.921478	.922751	.924024
.90	.925300	.926573	.927846	.929119	.930392	.931665	.932938	.934211	.935484	.936757
.91	.938030	.939303	.940576	.941849	.943122	.944395	.945668	.946941	.948214	.949487
.92	.950760	.952033	.953306	.954579	.955852	.957125	.958398	.959671	.960944	.962217
.93	.963495	.964768	.966041	.967314	.968587	.969860	.971133	.972406	.973679	.974952
.94	.976227	.977500	.978773	.980046	.981319	.982592	.983865	.985138	.986411	.987684
.95	.988957	.990230	.991503	.992776	.994049	.995322	.996595	.997868	.999141	.100414
.96	.101687	.102960	.104233	.105506	.106779	.108052	.109325	.110598	.111871	.113144
.97	.114417	.115690	.116963	.118236	.119509	.120782	.122055	.123328	.124601	.125874
.98	.127147	.128420	.129693	.130966	.132239	.133512	.134785	.136058	.137331	.138604
.99	.139877	.141150	.142423	.143696	.144969	.146242	.147515	.148788	.150061	.151334
1.00	.152607	.153880	.155153	.156426	.157699	.158972	.160245	.161518	.162791	.164064

TABLA NO. 10. COORDENADAS DIAGRAMA X vs Y.

x1	y1	y2	b	a	P1°	y1
0.793	0.8065	2.6786	- 0.8670	234.5383	186.4	0.793
0.690	0.9625	1.1458	- 0.5349	225.8700	194.5	0.861
0.650	0.9545	1.0513	- 0.5931	241.7632	204.6	0.846
0.600	0.9713	1.0206	- 0.7005	257.3820	211.5	0.822
0.550	0.9787	1.0101	- 0.8441	278.6611	220.4	0.791
0.500	0.9827	1.0051	- 1.0231	305.2679	230.5	0.755
0.450	0.9853	1.0031	- 1.2444	338.3229	241.8	0.715
0.400	0.9869	1.0018	- 1.5226	379.9593	254.2	0.669
0.350	0.9882	1.0011	- 1.8814	433.7045	268.0	0.618
0.300	0.9891	1.0006	- 2.3606	505.5216	283.3	0.560
0.250	0.9898	1.0004	- 3.0320	606.1918	300.2	0.495
0.200	0.9904	1.0002	- 4.0397	757.3075	319.1	0.421
0.150	0.9908	1.0001	- 5.7197	1009.2741	340.4	0.337
0.100	0.9912	1.0000	- 9.0803	1513.3273	364.4	0.241
0.050	0.9915	1.0000	-19.1627	3025.6712	391.7	0.130
0.010	0.9918	1.0000	-99.8247	15124.9490	416.5	0.028

TABLA NO. 11. COORDENADAS DIAGRAMA Txy.

x	y	P1°(mm Hg)	T (°C)
0.793	0.793	186.4	40.0
0.690	0.861	194.5	41.4
0.650	0.846	204.6	42.4
0.600	0.822	211.5	43.2
0.550	0.791	220.4	44.5
0.500	0.755	230.5	45.1
0.450	0.715	241.8	46.2
0.400	0.669	254.2	47.4
0.350	0.618	268.0	48.6
0.300	0.560	283.3	50.0
0.250	0.495	300.2	51.5
0.200	0.421	319.1	53.0
0.150	0.337	340.4	54.7
0.100	0.241	364.4	56.5
0.050	0.130	391.7	58.4
0.010	0.028	416.5	60.0

C. FIGURAS.

<u>Número</u>	<u>Concepto</u>
1	Proceso Shell. (Vía cloruro de alilo).
2	Proceso Shell. (Vía acroleína).
3	Proceso Daicel.
4	Proceso FMC.
5	Proceso Hydrocarbon Research.
6	Proceso Forest Products Lab.
7	Proceso Institut de Chimie.
8	Coefficientes de Película de Condensación.
9	Coefficientes de Transferencia de Calor de Película.
10	Longitud Efectiva de Tubos.
11	Curva de Transferencia de Calor para el Agua por Lado de Tubos.
12	Curva de Transferencia de Calor por Coraza.
13	Factor de Fricción por Coraza.
14	Factor de Fricción por Tubos.
15	Curva de Transferencia de Calor por Tubos.
16	Factor de Capacidad de Vapor.
17	Diámetro Aproximado.
18	Tamaño Optimo de Recipientes.
19	Presión de Vapor.
20	Diagrama X vs. Y.
21	Diagrama Txy.
22	Relación de Reflujo Optimo/Reflujo Mínimo.
23	Eficiencia de la Columna.
24	Concentración de cada Componente vs. Tiempo.
25	Sistema Ternario. Acido acético-Agua-Eter Isopropílico.
26	Diagrama Ternario.
27	Número de Etapas Ideales.
28	Efecto de la Viscosidad en la Transferencia de Calor en Evaporadores de Tubos Cortos Verticales.
29	Mercado de Consumo de la Glicerina.

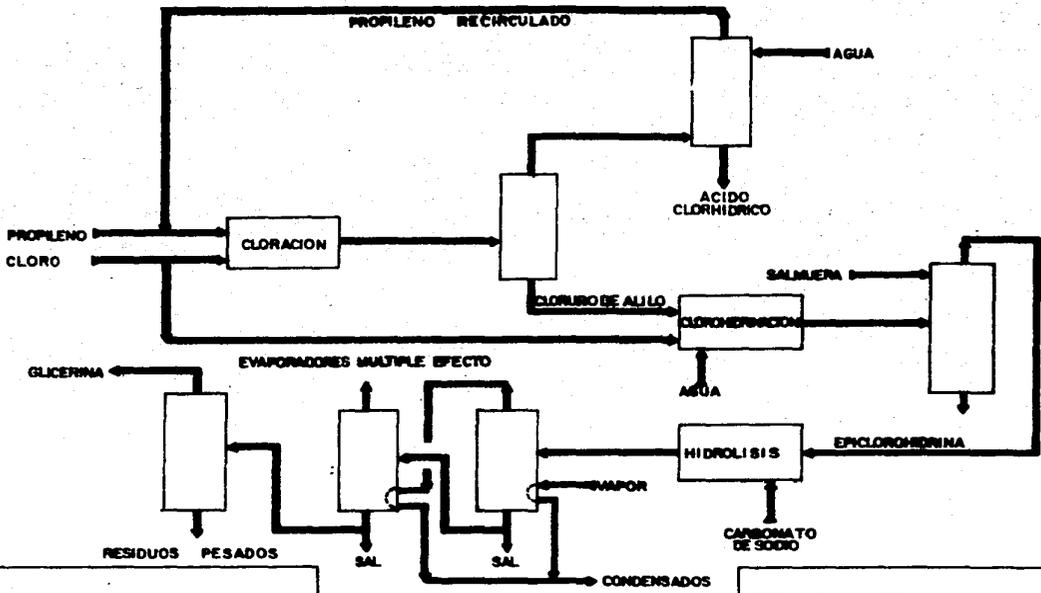


FIGURA No. 1

PROCESO SHELL
(Vía cloruro de alilo)

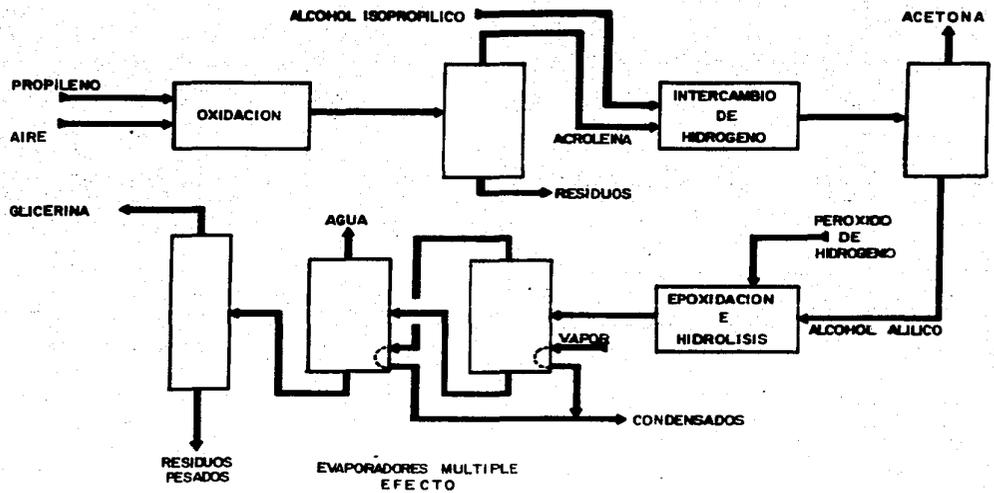


FIGURA No. 2

PROCESO SHELL
(Vía acroleína)

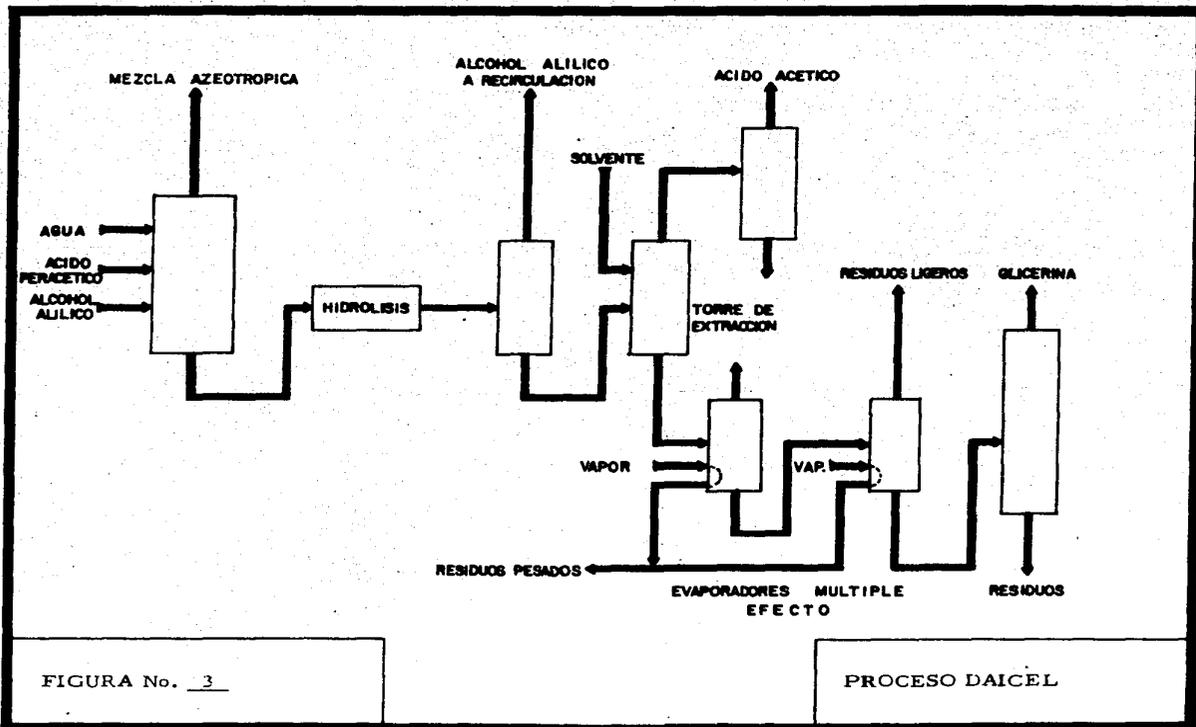


FIGURA No. 3

PROCESO DAICEL

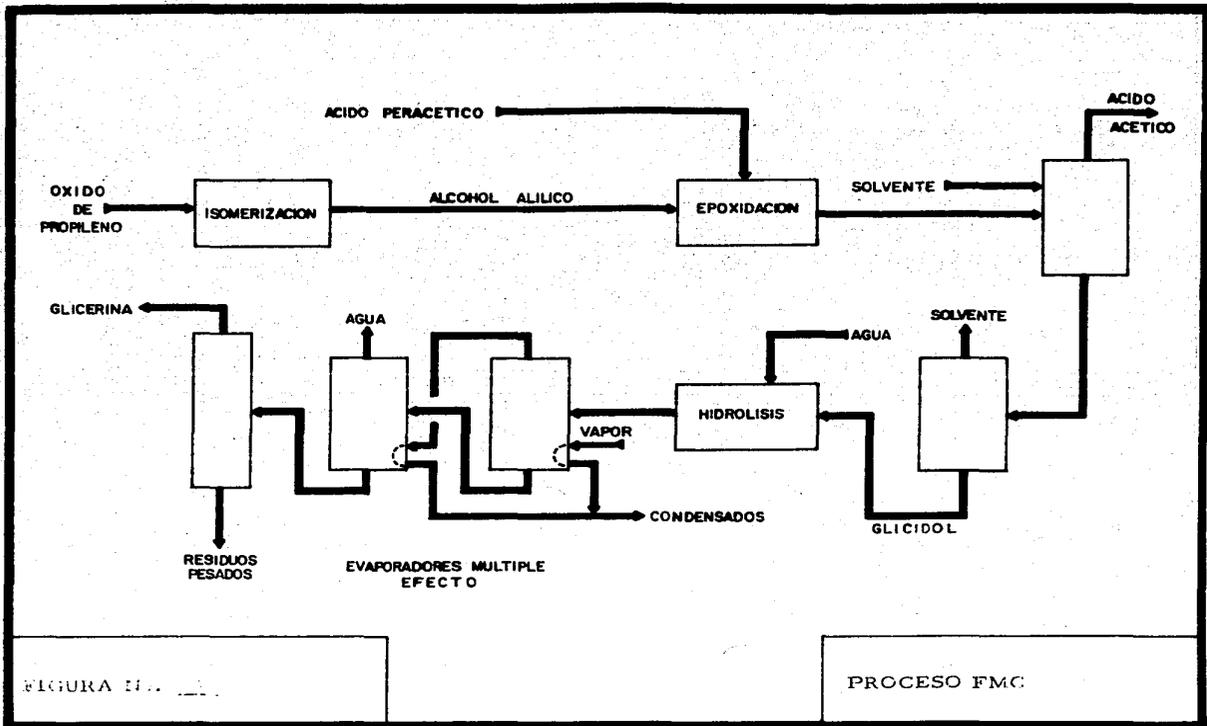


FIGURA 11.1

PROCESO FMC

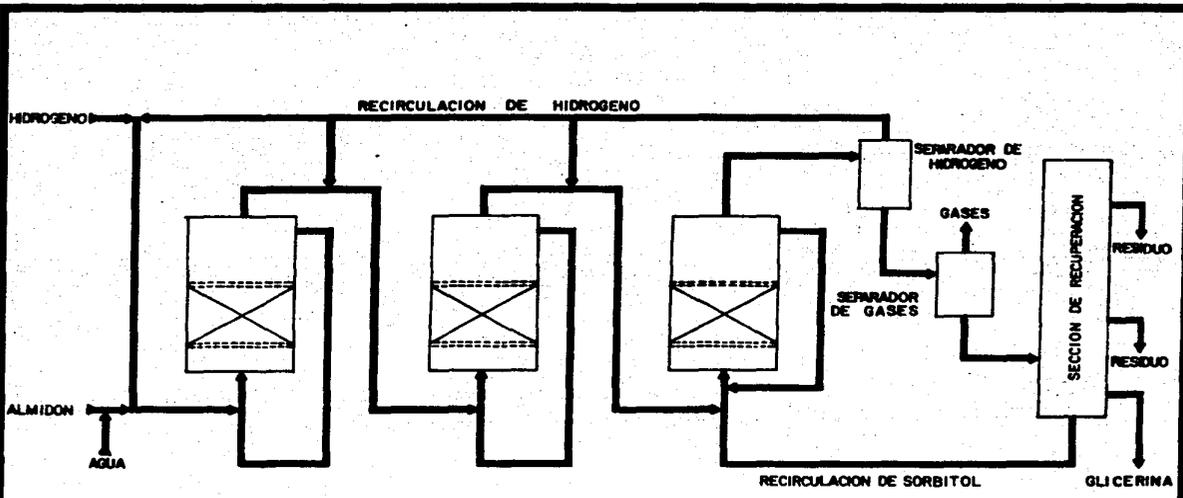


FIGURA No. 5

PROCESO HYDROCARBON RESEARCH

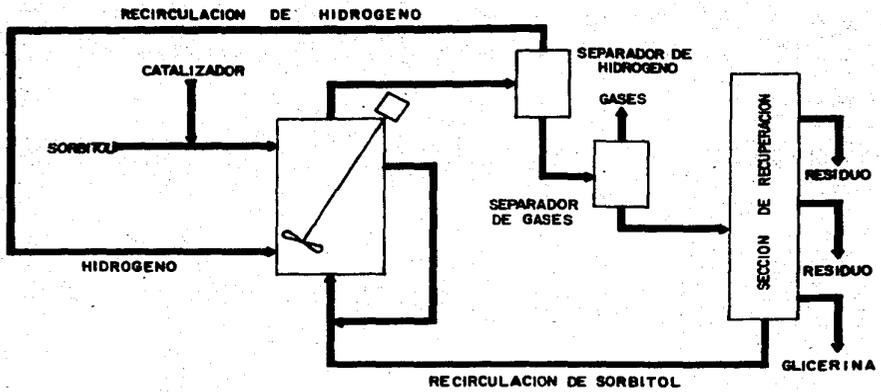


FIGURA No. 6

PROCESO FOREST PRODUCTS
LAB.

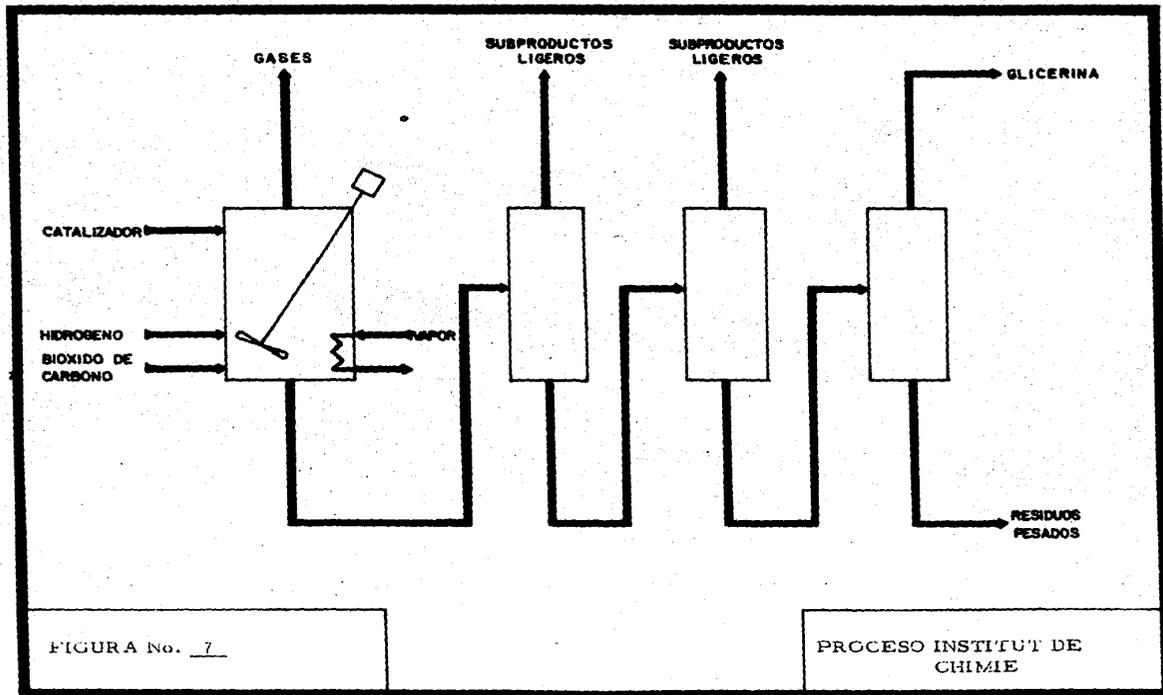


FIGURA No. 7

PROCESO INSTITUT DE
CHIMIE

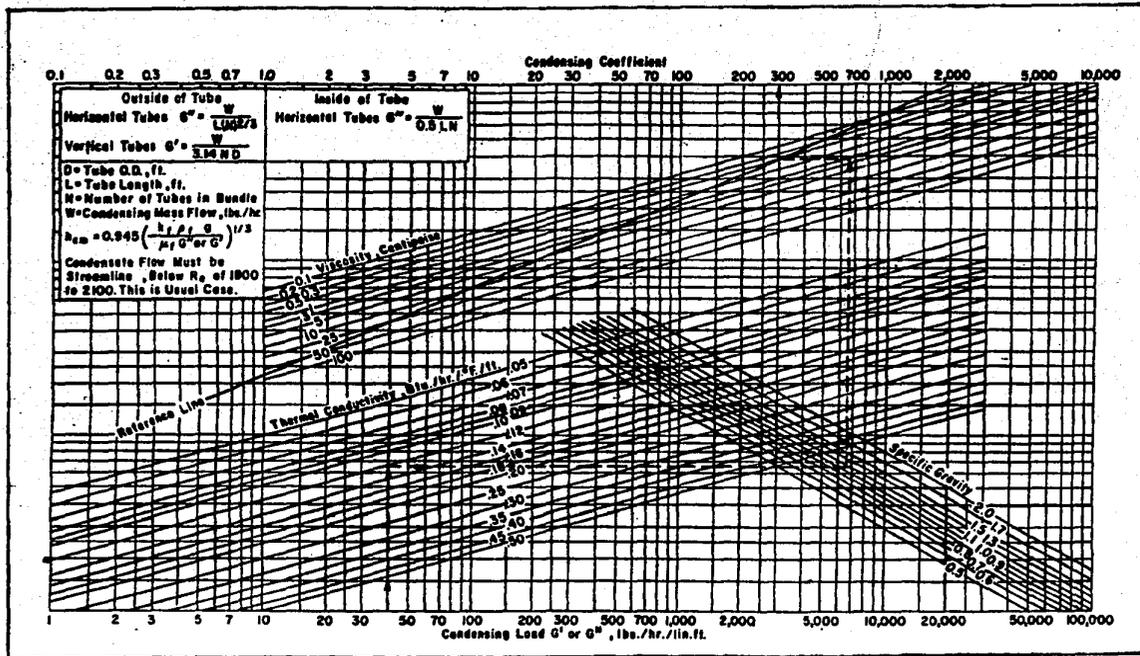


FIG. No. 8 . COEFICIENTES DE PELICULA DE CONDENSACION.

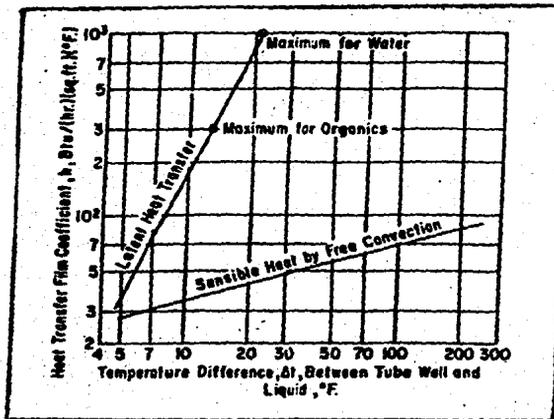


FIG. No. 9. COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR DE PELICULA.

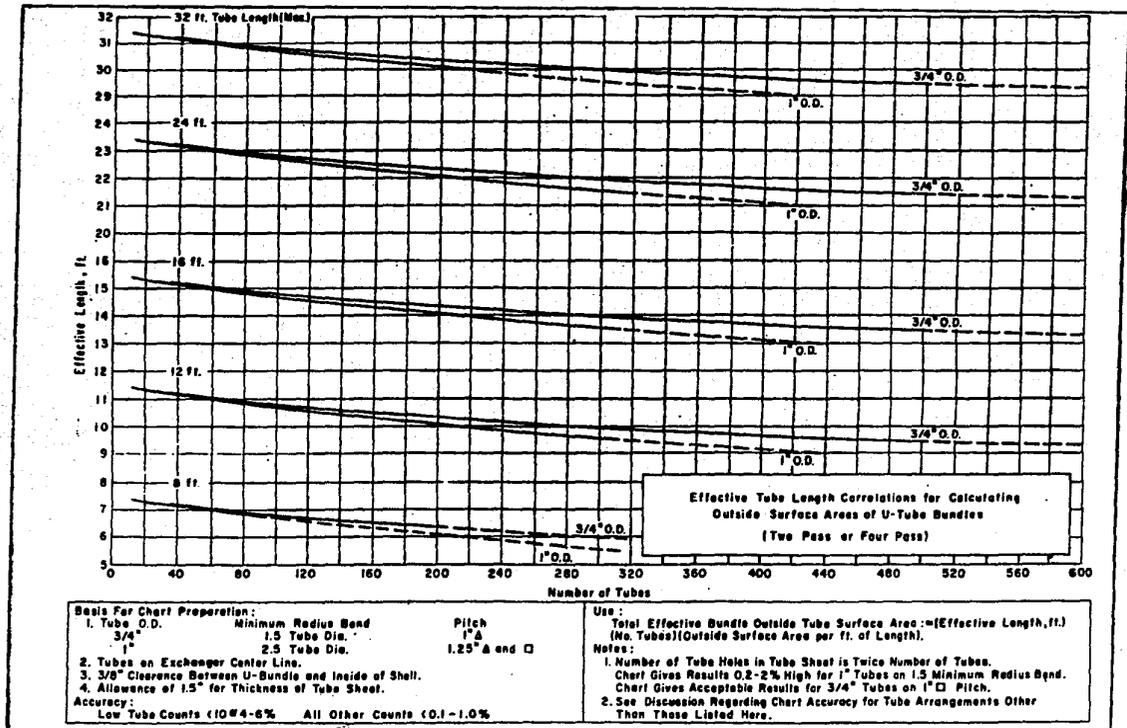


FIG. No. 10. LONGITUD EFECTIVA DE TUBOS.

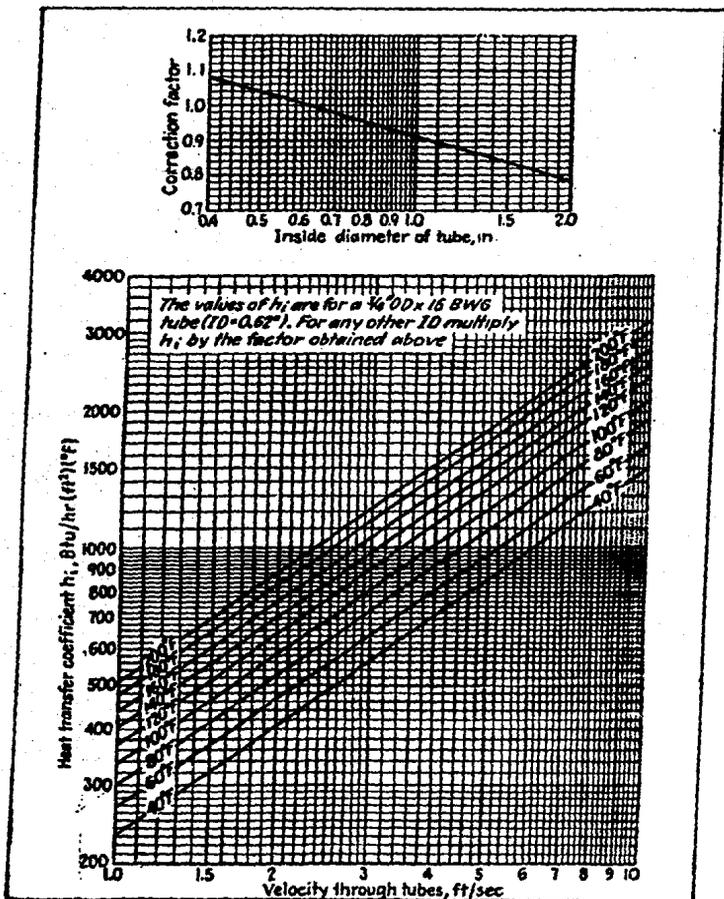


FIG. No. 11. CURVA DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA EL AGUA POR LADO DE TUBOS.

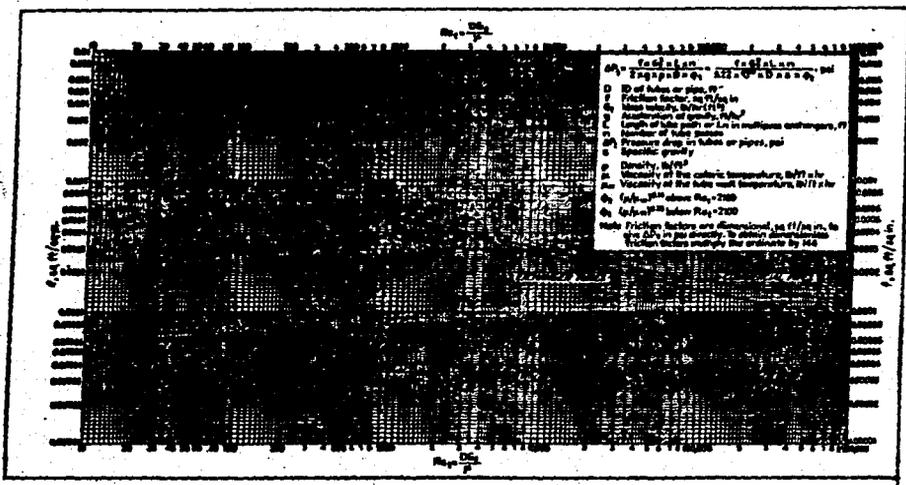


FIG. No. 14. FACTOR DE FRICCIÓN POR TUBOS.

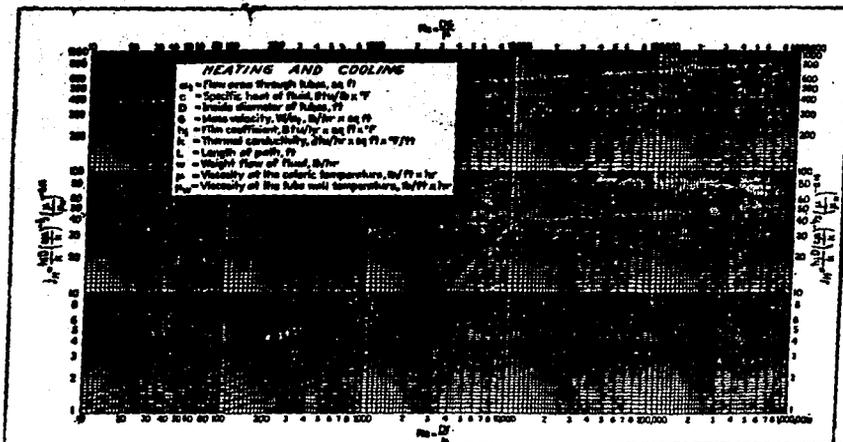


FIG. No. 15. CURVA DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR TUBOS.

FIG. No. 16.

FACTOR DE CAPACIDAD DE VAPOR.

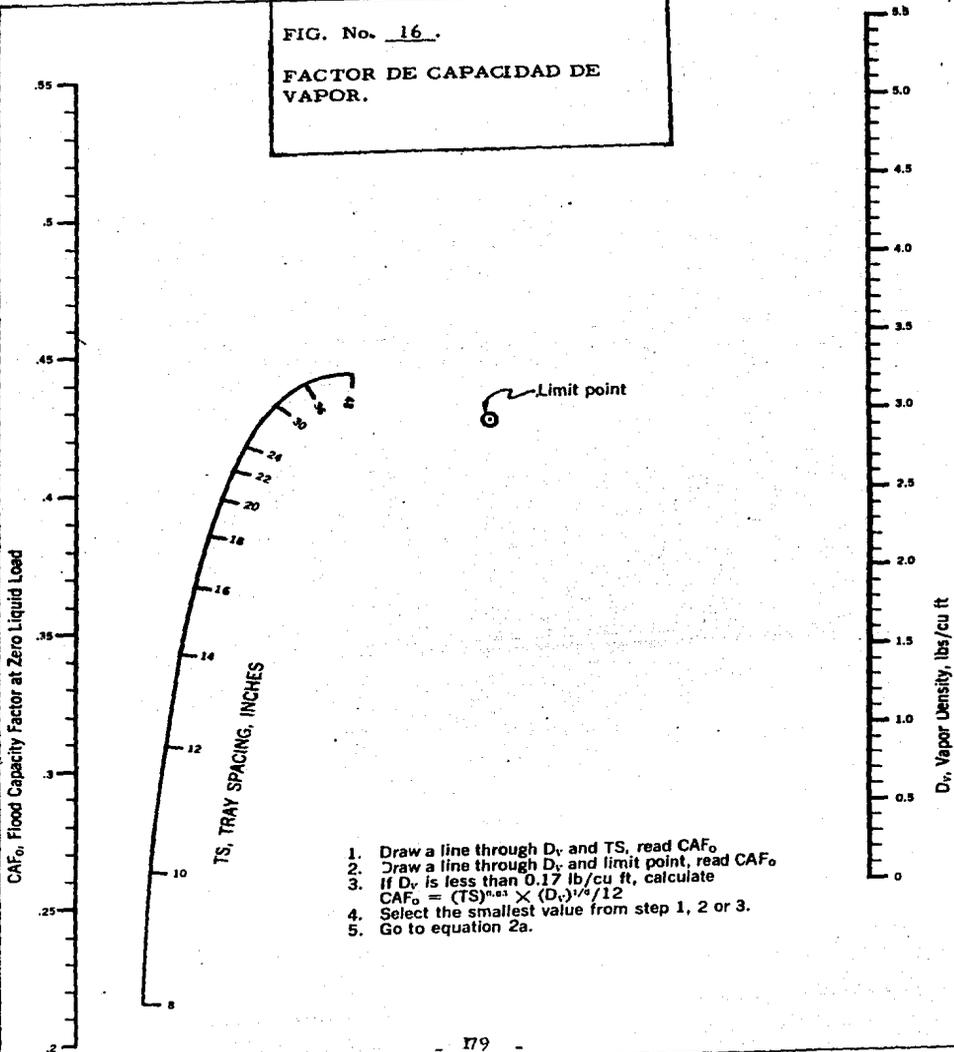


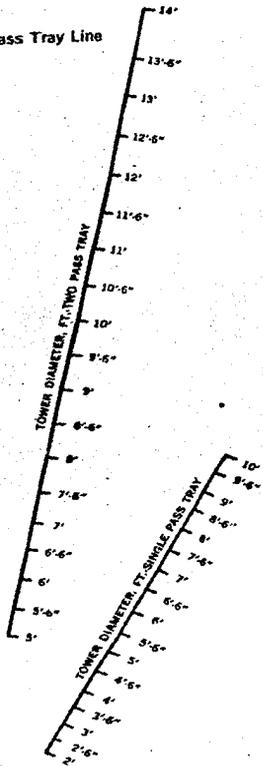
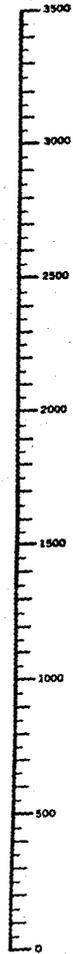
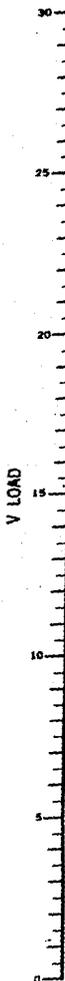
FIG. No. 17

DIAMETRO APROXIMADO.

Based on 24" Tray Spacing at 80% of Flood

FOR FOUR PASS TRAYS:

- (1) Divide V Load by 2
- (2) Divide GPM by 2
- (3) Obtain diameter from Two-Pass Tray Line
- (4) Multiply diameter by $\sqrt{2}$



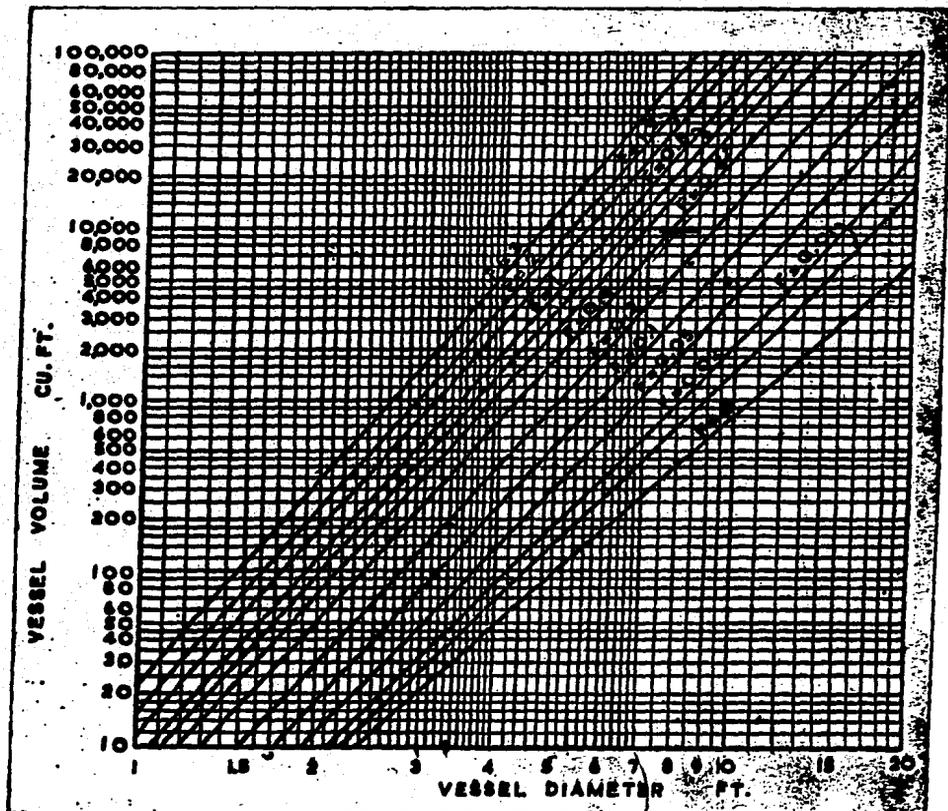
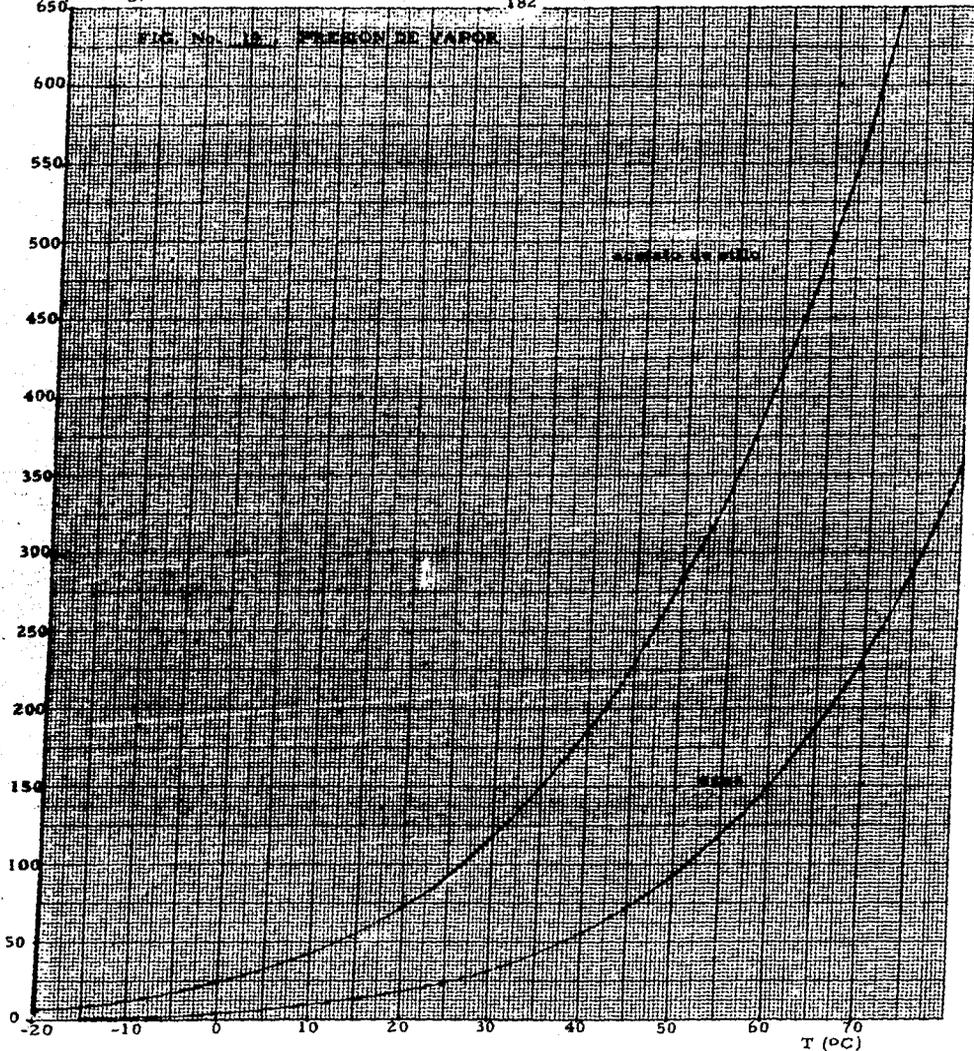


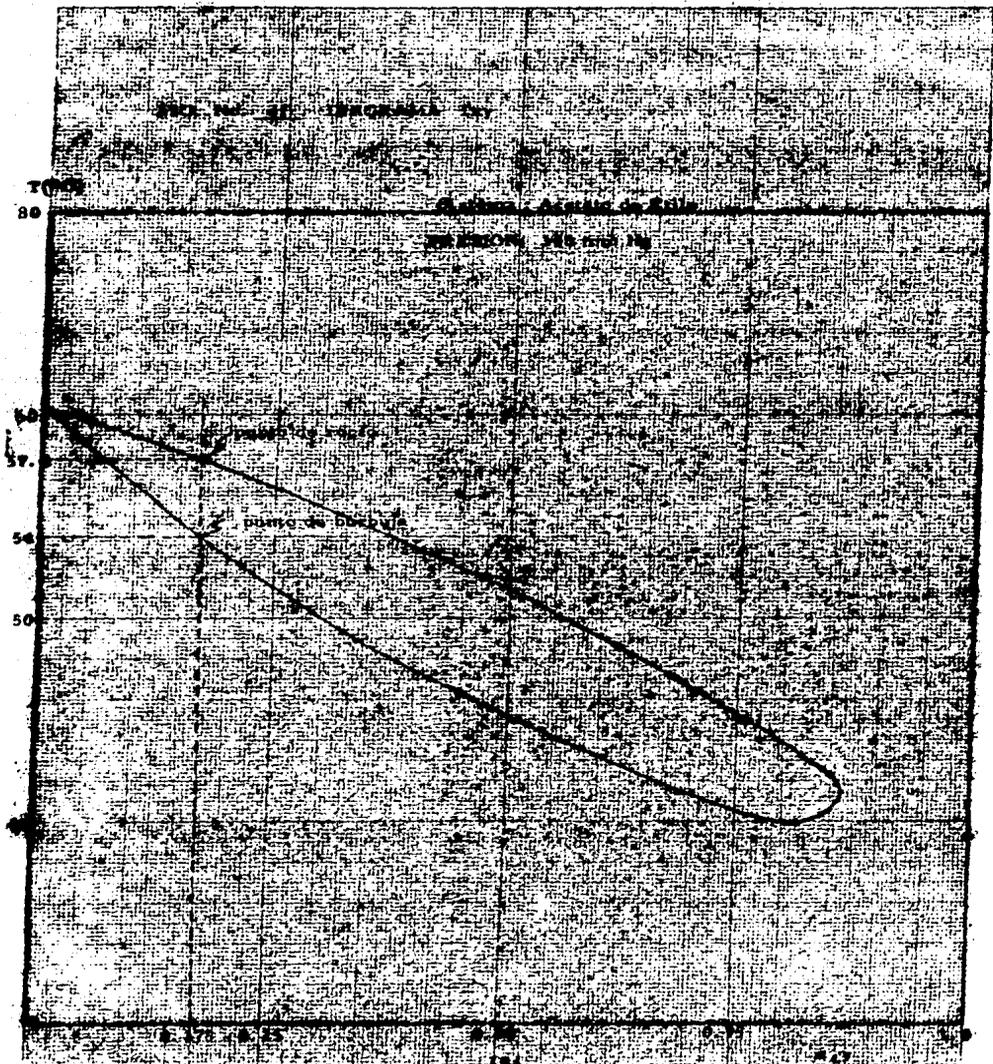
FIG. No. 18. TAMAÑO OPTIMO DE RECIPIENTES.

P^o (mm Hg)

182

FIG. No. 19. PLETON DE VAPOR





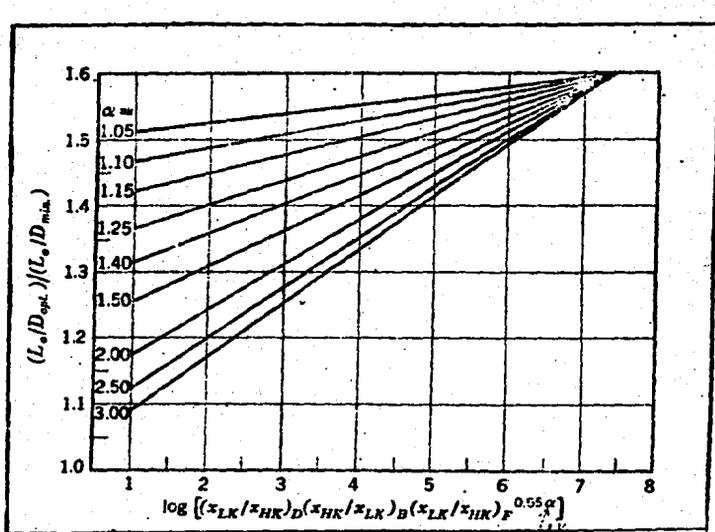


FIG. No. 22. RELACION DE REFLUJO OPTIMO/
REFLUJO MINIMO.

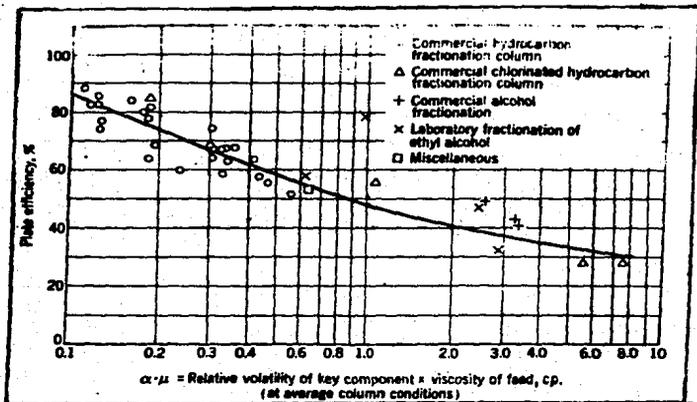


FIG. no. 23 . EFICIENCIA DE LA COLUMNA.

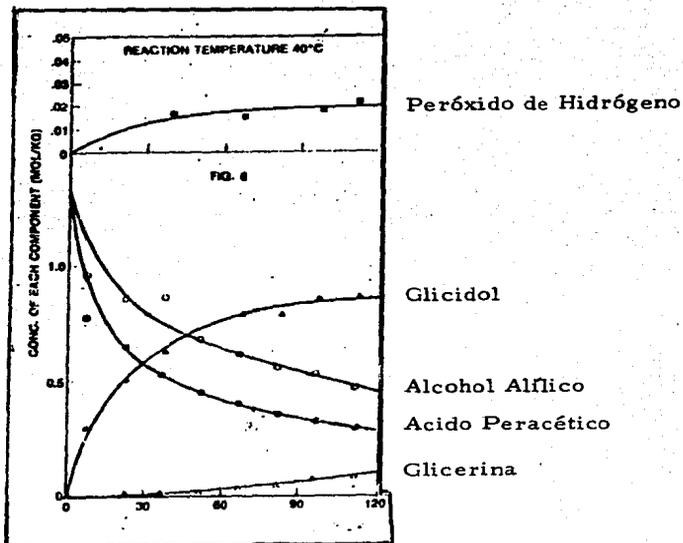


FIG. No. 24 . CONCENTRACION DE CADA COMPONENTE vs. TIEMPO.

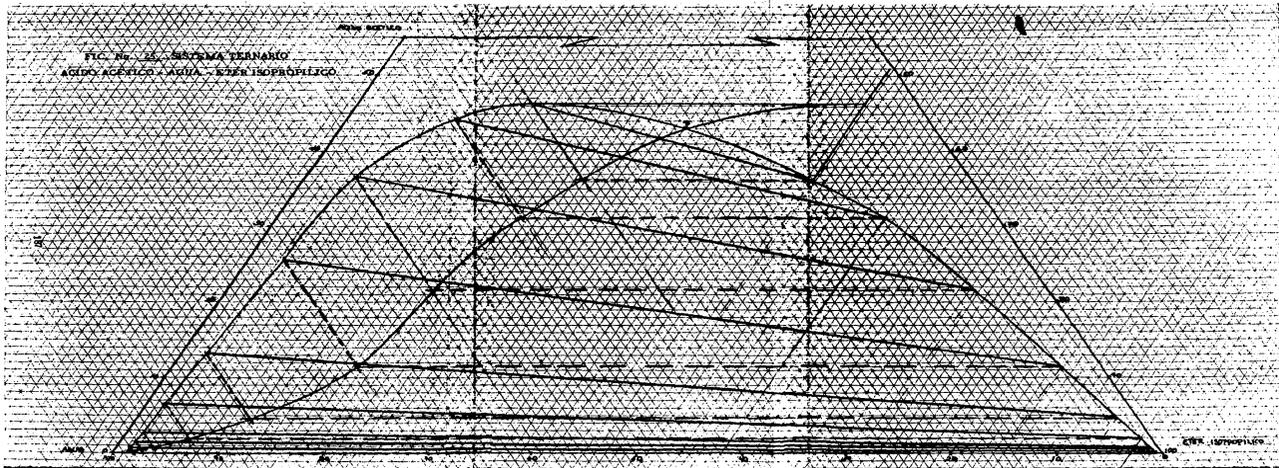
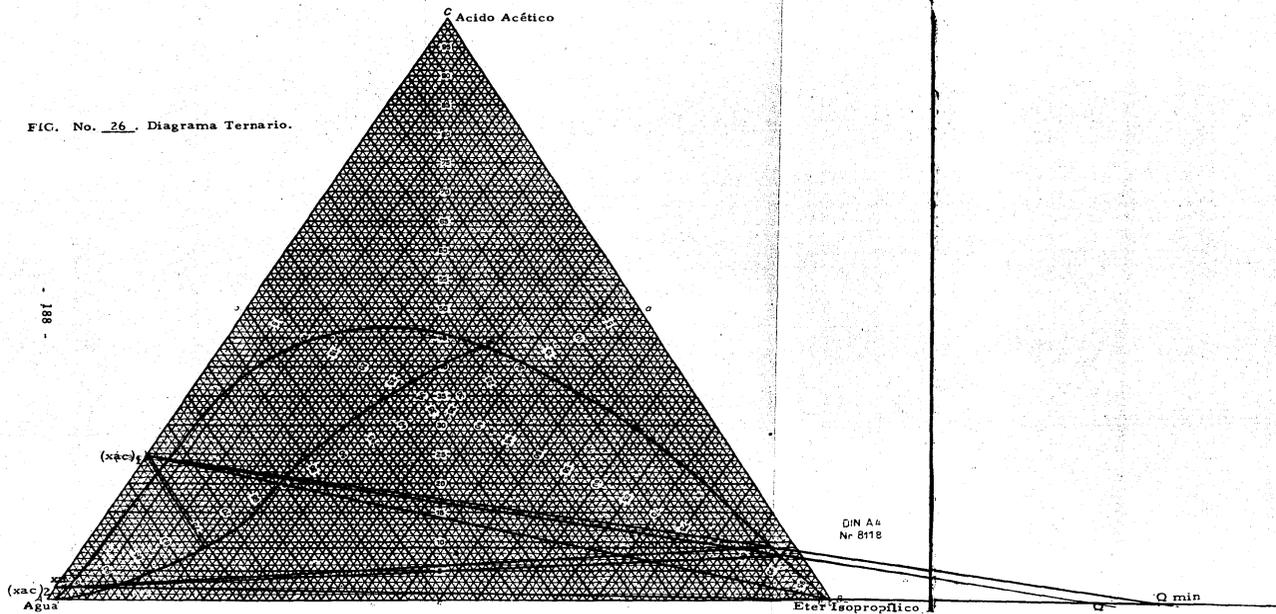
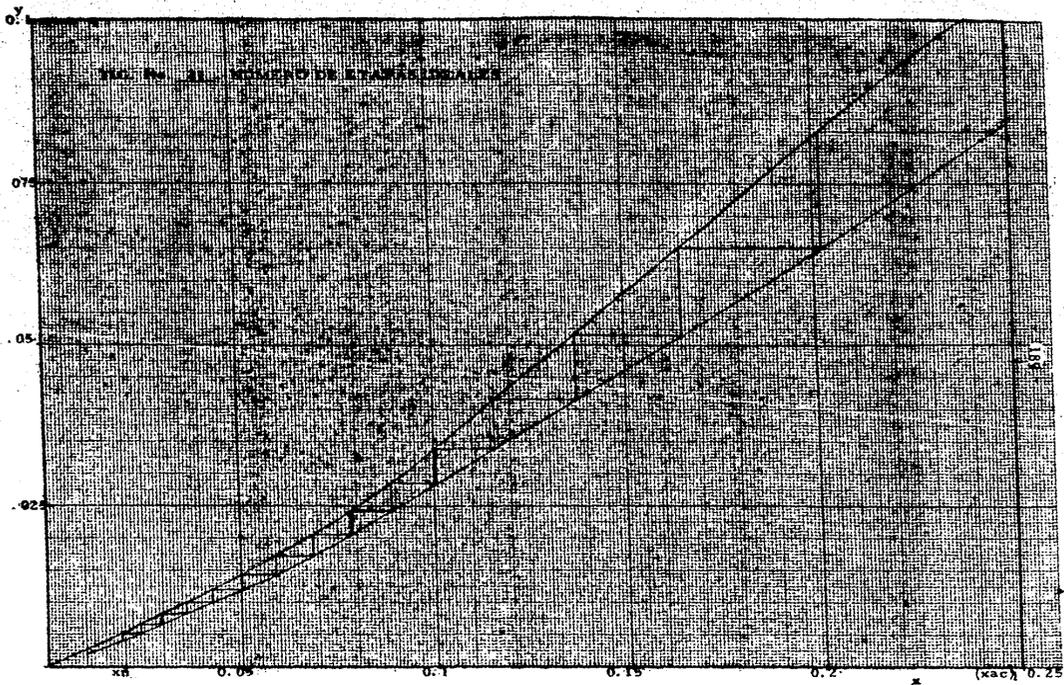


FIG. No. 26. Diagrama Ternario.





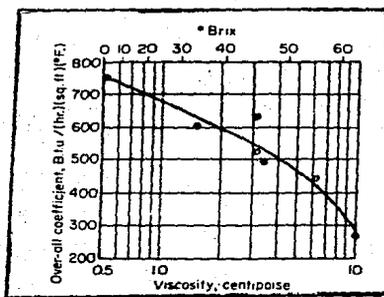
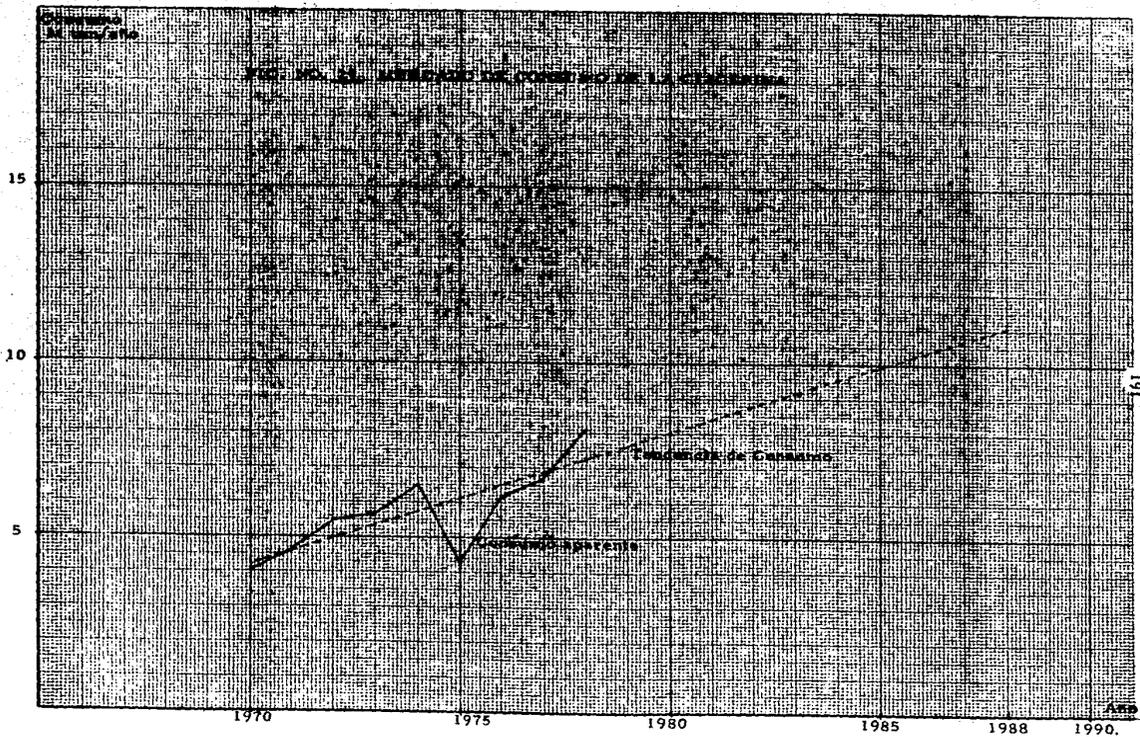


FIG. No. 28. EFECTO DE LA VISCOSIDAD EN LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN EVAPORADORES DE TUBOS CORTOS VERTICALES.



BIBLIOGRAFIA

A. Artículos

- Petrochemical Handbook
Hydrocarbon Processing
Nov., 1969
Nov., 1977
- Thwaites, J. D.
Glycerol - production and uses
Chemistry and Industry
July 26, 1969
- Yamagishi, K.
Synthesis of Glycerin
Chemical Economy and Engineering Review
Vol. 6, No. 7, July 1974
- Kulkarni, G. S.
Glycerin
Paintindia
August, 1979
- Jubb, A. H. ; McCarthy, M. C.
Manufacture of Glycerol
Educational Chemistry
9 (1), 1972
- Mayor, Y.
Les Emplois en Chimie des Gas de Pétrole Liquéfiés
L'Industrie du Pétrole et de la Chimie
No. 365, Février 1966

- Saletan, D.I.; Yeung, R. S.; Pledger, W. R.
Process for Production of Glycerine
United States Patent
4,053,525
Oct. 11, 1977
- Yamagishi, K.; Kageyama, O.
Make Glycerine Via Peracetic Acid
Hydrocarbon Processing
Nov., 1976
- Halcon International, Inc.
Procédé de Préparation de la Glycérine
1,462,491
Nov. 8, 1965
- Ramachandran, N.; Sulebele, G.
Production of Glycerol by Osmophilic Yeasts
Indian Journal of Microbiology
Vol. 19, No. 3, July-Sep. 1979
- Fisher, W. C.; et. al.
Glycidol and Glycerol Process
United States Patent
3,954,815
May. 4, 1976
- Clark, I. T.
Hydrogenolisis of Sorbitol
Industrial Engineering Chemistry
Vol. 50, No. 8, August 1958
- Stromquist, D. M. and Reents, A. C.
C. P. Glycerol by Ion Exchange
Industrial and Engineering Chemistry
Vol. 43, No. 5, May 1951
- Deluzarche, A.; Fonseca, R.; Jenner, G.; Klennemann, A.
Reactions Between CO and H₂
Erdöl und Kohle - Erdgas - Petrochemie vereinigt mit Brennstoff - Chemie
Bd. 32, Heft 7, Juli 1979

- Hellwig, K. C. ; et. al.
Production of Glycerol from Saccharides
United States Patent
3,471,580
Oct. 7, 1969

- Coates, J. ; Pressburg, B.
Multiple - Effect Evaporators
Chemical Engineering
March 21, 1960

- Luyben, L.
Azeotropic Tower Design by Graph
Hydrocarbon Processing
January, 1973

- Eckert, J.S.
Extraction Variables Defined
Hydrocarbon Processing
March, 1976

- Fenske, M.R. ; Braun, W.G. ; Quiggle, D.
Latest Advances in Liquid Extraction
Petroleum Refiner
June, 1960

- Hanson, C.
Solvent Extraction
Chemical Engineering
August 26, 1968

- Chemical Marketing Reporter
January 9, 1984

B. Libros

- Miner, C.S.; Dalton, N.N.
Glycerol
Reinhold Publishing Corporation
New York, 1953
- Newman, A.A.
Glycerol
Morgan - Grampian
1st ed., Great Britain, 1968
- Sax, N.I.
Dangerous Properties of Industrial Materials
Van Nostrand Reinhold Company
5th ed., New York, 1975
- Asociación Nacional de Industrias Químicas
Anuario Estadístico de la Industria Química
1982
- Secretaría de Industria y Comercio
Anuario Estadístico del Comercio de los Estados Unidos Mexicanos
1970 - 1978
- Riegel's Handbook of Industrial Chemistry
7a. ed., 1963
- Secretaría de Programación y Presupuesto
Plan Nacional de Desarrollo Industrial
Zonas Prioritarias para Establecimiento de Industrias
- Secretaría de Recursos Hidráulicos
Atlas del Agua de la República Mexicana
- Aerstin, F.; Street, G.
Applied Chemical Process Design
Plenum Press
New York, 1978

- Gould, R. F.
Azeotropic Data III
American Chemical Society
Washington, D. C. ; 1973

- Smith, B. D.
Design Equilibrium Stage Processes
McGraw-Hill Book Company
USA, 1963

- Tassios, D. P.
Extractive and Azeotropic Distillation
American Chemical Society
USA, 1972

- Ocon, J. ; Tojo, G.
Problemas de Ingeniería Química. Tomo I
Ed. Aguilar
4a. reimpresión, Madrid, 1978

- Ocon, J. ; Tojo, G.
Problemas de Ingeniería Química. Tomo II
Ed. Aguilar
3a. ed., Madrid, 1977

- Kemmer, F. N. ; McCallion, J.
Manual del Agua. Su naturaleza, tratamiento y aplicaciones.
Nalco Chemical Company
McGraw-Hill de México, S. A. de C. V.
1a. ed., México, 1982

- Perry, R. H. ; Chilton, C. H.
Chemical Engineering Handbook
McGraw-Hill Book Company
5th, ed., USA, 1973

- Treybal, R. E.
Operaciones de Transferencia de Masa
McGraw-Hill de México, S. A. de C. V.
2a. ed., México, 1980

- Van Winkle, M.
Distillation
McGraw-Hill Book Company
USA, 1967
- Rase, H. F. ; Barrow, M. H.
Ingeniería de Proyectos para Plantas de Proceso
CECSA
8a. impresión, México, 1982
- Kern, D. Q.
Process Heat Transfer
McGraw-Hill Book Company
USA, 1978
- McCabe, W. L. ; Smith, J. C.
Unit Operatios of Chemical Engineering
McGraw-Hill Book Company
3er. ed. , Tokyo, 1976
- Glitsch, Inc.
Ballast Tray Design Manual. Bulletin No. 4900
3er. ed. , 7th printing, Dallas, Dec. 1974
- Ludwig, Ernest
Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants
Gulf Publishing Company
Volumen 3
Houston, 1964.