

1
250



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS
PROFESIONALES "ZARAGOZA"

"ESTUDIO PARA LA AMPLIACION DE UNA
PLANTA DE GLICOLES DE 37 MTPA
A 50 MTPA"

TESIS PROFESIONAL

Que para obtener el título de:

INGENIERO QUIMICO

P r e s e n t a :

ALBERTO AGUILAR ARROYO

México, D. F.

Febrero 1993

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



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

"Estudio para la ampliación de una planta de glicoles de 37 MTPA a 50 MTPA".

Introducción.	1
Objetivos	3
I. Generalidades	4
1.1 Características y propiedades de los glicoles	4
II. Mercado de los glicoles	11
2.1 Producción de materia prima	11
2.2. Producción de glicoles	13
2.3 Características de los consumidores	15
2.3.1 La industria de las fibras en México	15
2.3.2 Producción de fibras de poliéster	17
2.4 Localización del mercado de los glicoles	18
2.5 Localización de la planta de glicoles	18
2.6 Proyección de la demanda de glicoles	19
III. Criterios de diseño	22
3.1.1 Bases de diseño	22
3.1.2 Función de la planta	22
3.1.3 Localización de la planta	22
3.1.4 Condiciones climatológicas del lugar de localización.	23
3.1.5 Capacidad, rendimiento y flexibilidad	23
3.1.6 Materias primas	24
3.1.7 Condiciones de productos y subproductos	24
3.1.8 Servicios auxiliares	25
3.1.9 Efluentes	26
3.1.10 Sistemas de protección y seguridad	27
3.1.11 Bases de diseño de tuberías	27

3.1.12 Bases de diseño mecánico	28
3.1.13 Bases de diseño eléctrico	28
3.1.14 Bases de diseño civil	28
3.2 Descripción del proceso	29
3.3 Diagrama de flujo de proceso	32
3.4 Características actuales del equipo	34
IV. Evaluación técnica del equipo	42
4.1 Balance de masa	42
4.1.1 Balance en el reactor R-01	42
4.1.2 Balance en el evaporador de glicoles E-02	49
4.1.3 Balance en la columna concentradora TD-01	50
4.1.4 Balance en la columna deshidratadora TD-02	51
4.1.5 Balance en la columna de etilenglicol TD-03	53
4.1.6 Balance en la columna purificadora de glicoles TD-04	56
4.1.7 Balance en la columna de dietilenglicol TD-05	57
4.2 Balance de energía	58
4.2.1 Balance en el precalentador del reactor E-01	58
4.2.2 Balance en el reactor R-01	60
4.2.3 Balance en el evaporador de glicoles E-02	62
4.2.4 Balance en la columna concentradora TD-01	65
4.2.5 Balance en la columna deshidratadora TD-02	69
4.2.6 Balance en la columna de etilenglicol TD-03	74
4.2.7 Balance en la columna purificadora de glicoles TD-04	79
4.2.8 Balance en la columna de dietilenglicol TD-05	82
4.3 Cálculo del equipo de proceso para 37000 Ton/Año	86
4.3.1 Cálculo de las columnas de destilación	86
4.3.2 Cálculo de la columna concentradora	87
4.3.3 Cálculo de los equipos de transferencia de calor	100
4.3.4 Cálculo del hervidor E-04	101
4.3.5 Cálculo de las bombas de proceso	105
4.3.6 Cálculo de la bomba P-02 A/B	106

V. Adaptaciones al equipo y al proceso	111
5.1 Diagrama de flujo de proceso	111
5.2 Balance de masa	111
5.3 Balance de energía	112
5.3.1 Consumos de vapor y agua de enfriamiento	112
5.4 Evaluación de los equipos de proceso para 50MTPA	113
5.4.1 Evaluación de las columnas de destilación	113
5.4.2 Evaluación de los intercambiadores de calor	114
5.4.3 Evaluación de las bombas de proceso	116
5.5 Diagrama de flujo de proceso	117
5.6 Diagrama de tuberías e instrumentación	117
VI. Evaluación económica	118
6.1 Estimación de la inversión	118
6.1.1 Costo de los equipos de proceso	119
6.2 Estimación de la inversión	122
6.3 Ingresos	124
6.4 Egresos	125
6.4.1 Costo variable	125
6.4.2 Mano de obra directa	127
6.5 Análisis financiero	127
6.6 Cálculo de los indicadores económicos	131
VII. Conclusiones	135
Apéndice I	136
Apéndice II	144
Apéndice III	148
Bibliografía	152

INTRODUCCION.

Ante la situación económica que actualmente vive el país se tiene la necesidad de evitar hasta donde sea posible la importación de productos químicos, porque se cuenta con los materiales suficientes para su producción.

Es un hecho conocido que, desde hace varios años, el Sector Químico Industrial, el cual tiene como base fundamental el petróleo, es uno de los sectores de mayor crecimiento dentro del contexto general de la economía.

El INEGI reporto que de 1975 a 1985 la Industria Química tuvo un incremento medio anual de 6.5% mientras que el Producto Interno Bruto del país creció a una Tasa Media Anual del 4.2% , y para 1989 el reporte fué del 7.4% (1,5).

El Gobierno Federal consciente del papel que representa este sector industrial promulgó en 1989 el Plan de Desarrollo Industrial, el cual exhorta a los inversionistas mexicanos a fomentar el crecimiento del sector industrial, debido a los incentivos fiscales que serán obtenidos por aquellas industrias que se localicen en zonas prioritarias, y conjuntamente permite acrecentar las exportaciones de México hacia el mercado internacional, ayudando así a la balanza comercial del país.

Esta preocupación por introducir eficiencia en el crecimiento industrial parece merecer la mayor atención del plan, si se toma en cuenta que la inversión de la Industria Química ya alcanza niveles muy elevados llegando a cifras de 1880,000 millones de pesos en 1984. La necesidad de introducir eficiencia a las empresas industriales se hace patente, no sólo una vez que éstas se encuentran ya en operación, sino desde su concepción y formulación.

Es de esperarse que conforme se incrementan las aplicaciones de las nuevas técnicas y se desarrollan nuevas tecnologías la demanda de productos químicos aumente, ya que también se incrementará la diversidad en sus usos.

De acuerdo a lo anterior y ante la demanda de producción se hace viable la realización del presente trabajo que consiste en la fabricación de monoetilenglicol, dietilenglicol y trietilenglicol, utilizando como materia prima el óxido de etileno, el cual es producido y distribuido en el país por PEMEX.

OBJETIVOS.

El objetivo del presente trabajo es el de analizar la funcionalidad de la planta de glicoles con la capacidad futura, así como diseñar el equipo necesario para la nueva capacidad y el estudio económico para obtener la rentabilidad de la ampliación.

Como complemento se incluyen los siguientes objetivos a tratar:

- a) Ampliar el sistema para la producción de glicoles de 37 MTPA a 50 MTPA, lo que representará un incremento del 35% de capacidad.
- b) Analizar el equipo existente con el fin de determinar su funcionalidad para la nueva capacidad.
- c) Diseño, especificación y selección del nuevo equipo que cubra las necesidades de la nueva capacidad.
- d) Elaboración del diagrama de flujo de proceso y el de tuberías e instrumentación para la nueva capacidad.
- e) Estudio económico que comprenda: Estimación de la inversión fija, estimación de los costos de producción y cálculo de indicadores económicos.
- f) Analizar el mercado de glicoles que comprenda: Producción, importación, exportación y consumo aparente.

I. GENERALIDADES.

1.1 CARACTERÍSTICAS Y PROPIEDADES DE LOS GLICOLIOS.

Los glicolios son alcoholes divalentes que tienen una cadena alifática de carbono. Pueden designarse por la fórmula química general $C_nH_{2n}(OH)_2$. Los glicolios ocupan un lugar intermedio entre los alcoholes monovalentes y el glicerol, que tiene tres grupos hidroxilos, a medida que aumenta el peso molecular de los glicolios disminuyendo su solubilidad en agua. (7)

Químicamente, los glicolios se presentan fácilmente a la preparación de ésteres, éteres, acetales y cetales. Sus reacciones tienen como centro los dos grupos hidroxilos y en general son paralelas a las de los alcoholes monovalentes.

Los glicolios se esterifican fácilmente con ácidos orgánicos e inorgánicos, haluros de ácidos o anhídridos, con ácidos monobásicos como el ácido acético o el ácido clorhídrico, se forman monoésteres o diésteres:

-Monoacetato de etilenglicol:



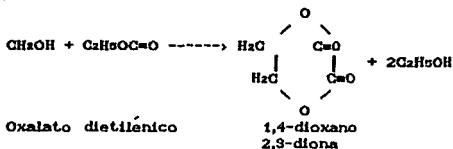
-Clorhidrina etilénica



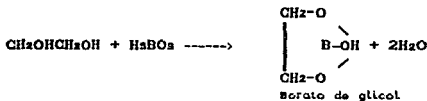
Con los ácidos dibásicos, se obtienen poliésteres cíclicos o lineales.



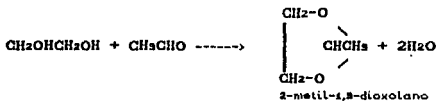
Pueden prepararse carbonatos y oxalatos por reacciones de intercambio de ésteres:



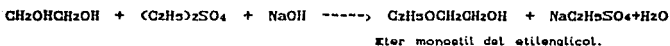
Tratando los glicoles con fosgeno se forman polícloro formiatos, con ácido bórico se preparan boratos cíclicos.



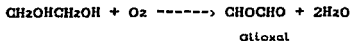
Tratando con cetonas y aldehído forman dioxolanos:



Los glicoles pueden tratarse con sulfatos alquílicos en presencia de un álcali para formar éteres.



Los glicoles se oxidan para formar productos variados que dependen de la naturaleza del oxidante y de las condiciones en que se verifica la reacción. La oxidación catalítica en la fase de vapor produce los compuestos dicarbonílicos correspondientes:



El glicol etilénico puede oxidarse por otros procedimientos para dar acetaldehídos, glicoxal, formaldehído, ácido glicólico y ácido oxálico. La oxidación de los glicoles con ácido periyódico es especialmente importante en Química Analítica, pues la reacción es general y cuantitativa.(?)



ETILENGLICOL.

El etilenglicol (1,2-etanodiol,glicol), $\text{CH}_2\text{OHCH}_2\text{OH}$, peso molecular 62.07, es el más sencillo y el más importante de los glicoles. Fué producido por primera vez en 1859 por Wurtz, adquirió importancia comercial hasta el año de 1925, algunas de sus propiedades se muestran en la tabla 2.1.

Fabricación: La mayor parte del etilenglicol se obtiene por hidratación del óxido de etileno, el cual es fácilmente convertido en etilenglicol por cualquiera de los métodos siguientes: (7)

- 1.- Por la acción de una solución acuosa diluida de un ácido fuerte.
- 2.- Por la reacción con agua a presión y temperatura elevadas.

En cada uno de estos procesos se concentra el etilenglicol resultante por evaporación y se purifica después por destilación al vacío.

Un segundo método industrial para producir etilenglicol se basa en la reacción del formaldehído con una mezcla de monóxido de carbono y agua a presión y temperatura elevadas para producir ácido glicólico. Este es esterificado con metanol o con isopropanol para producir los glicolatos alquílicos correspondientes. Después se hidrogenan estos para transformarlos en glicol en presencia de un catalizador de óxido de cobre y óxido de magnesio a temperatura comprendida entre $115\text{ }^\circ\text{C}$ y $325\text{ }^\circ\text{C}$ y presión superior a 100 Atm. El etilenglicol es recuperado de la mezcla de la reacción por destilación fraccionada.(7)

En Alemania se ha producido etilenglicol partiendo de alcohol etílico por intermedio del etileno y del dicloruro de etileno. Este es saponificado calentándolo en medio acuoso con bicarbonato sódico, óxido férrico o algún otro agente análogo. (7)

Las tentativas para producir etilenglicol por otros métodos no ha resultado comercialmente atraentes. (7)

Usos: La propiedad del etilenglicol para hacer bajar el punto de congelación es la base de su aplicación más importante, esto es, como anticongelante no volátil de tipo permanente. La calidad anticongelante del etilenglicol se usa también se usa en los sistemas contra incendio para los edificios que no poseen calefacción y en lugar de soluciones de sal en los sistemas de intercambio de calor cuándo la corrosión es un factor importante, se incorpora además en productos que contienen agua como las pinturas de emulsiones asfálticas para impedir que se deshaga la emulsión al congelarse el agua.

La segunda aplicación del etilenglicol en importancia es como compuesto intermedio en la producción de dinitrato de etilenglicol para su uso en dinamitas de punto de congelación bajo. El etilenglicol de la calidad especial para refrigerar como el de la calidad anticongelante, contienen inhibidores de la corrosión, por lo general compuestos nitrógenados.

El etilenglicol es el diluyente empleado en muchos tipos de frenos hidráulicos. Es un suavizador del celofán y un estabilizador en la espuma de aire con base líquida de soja usada para extinguir los incendios de petróleo y sustancias químicas.

El etilenglicol es el materia inicial en la producción comercial del glixol y en la producción de resinas alquídicas del tipo de éster no saturado. Es un componente de las fórmulas para eliminar el carbón y limpiar los émbolos de aluminio, de las tinturas para madera que no levantan la veta y de las soluciones para el pulido eléctrico del acero y el aluminio.

El etilenglicol es una materia prima para la preparación de gran número de resinas sintéticas, plastificantes y elastómeros. (7)

DIETILENGLICOL.

El dietilenglicol (diglicol, 2,2-oxidietanol), $\text{HOCH}_2\text{CH}_2\text{OCH}_2\text{CH}_2\text{OH}$, peso molecular 106.12, es el más sencillo de los derivados poliméricos del etilenglicol. Descubierta en 1859 casi simultáneamente por Laurenci y por Wurtz, se convirtió en artículo comercial hasta 1928. (7)

El dietilenglicol tiene sabor dulce, es sumamente higroscópico y completamente miscible con agua, alcoholes inferiores, acetona y etilenglicol.

Es también un disolvente de nitrocelulosa y de resinas, colorantes y aceites. El dietilenglicol no se mezcla con el benceno, el tolueno y el tetracloruro de carbono, en la tabla 2.1 se indican algunas otras propiedades.

Químicamente, el dietilenglicol tiene las mismas reacciones que el etilenglicol y algunas de las propiedades de los ésteres. (7)

Fabricación: El dietilenglicol es un producto del etilenglicol. La cantidad depende de la producción entre el óxido de etileno y el agua. Se fabrica también directamente tratando etilenglicol con óxido de etileno.

Usos: El dietilenglicol encuentra algunas de sus aplicaciones más importantes en la industria textil. Se usa como disolvente de colorantes de casi todos los tipos, como agente de acoplamiento de aceites solubles o emulsionables usados en lubricación, impregnación, torcido, tejido de punto y otras operaciones textiles, y es agente higroscópico de acondicionamiento para fibras naturales y sintéticas antes del hilado y urdido.

El dietilenglicol se usa en la preparación del tabaco para cigarrillos como agente higroscópico para regular el contenido de humedad del tabaco, también se usa para deshidratar el gas natural y en combinación con la etanolamina para desulfurar el gas natural.

TRIETILENGLICOL.

El trietilenglicol (triglicol, 2,2-etileno dioxidietanol) $\text{HOCH}_2\text{CH}_2\text{OCH}_2\text{CH}_2\text{OCH}_2\text{CH}_2\text{OH}$, peso molecular 150.17, se asemeja por sus propiedades al derivado polímero más sencillo del etilenglicol, el dietilenglicol. Fué obtenido por primera vez por Laurence y Wurtz como subproducto en su síntesis del dietilenglicol, pero no se produjo comercialmente hasta 1928. (7)

En virtud de que su molécula contiene dos hidroxilos y dos grupos éter, es disolvente muy bueno de nitrato de celulosa y de diferentes gomas y resinas. (7)

El trietilenglicol se usa para desinfectar el aire de las salas de los hospitales, los teatros, las oficinas y los hogares. Aunque se han usado propilenglicoles para desinfectar el aire, se prefiere el trietilenglicol, ya que sólo se necesitan cantidades muy pequeñas. El trietilenglicol con ácidos monocarboxílicos y dicarboxílicos da ésteres que son útiles como plastificantes y resinas. El trietilenglicol está encontrando uso en los sistemas para deshidratar los gases; las soluciones acuosas de trietilenglicol pueden concentrarse a temperatura más altas que las del dietilenglicol. En la tabla 1.1 se muestran algunas más de sus propiedades.

TABLA 1.1: PROPIEDADES FISICAS DE LOS GLICOLES.

NOMBRE	FORMULA	P.S C	P.E C	d ₂₀ 20	n ₂₀ D	Sol.a 20C % peso en Agua	% peso Agua en
ETILENGLICOL	$\text{CH}_2\text{OHCH}_2\text{OH}$	-13	197.2	1.1155	1.4316	COMPLETA	COMPLETA
DIETILENGLICOL	$\text{O}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_2$	-8	245.0	1.1184	1.4478	COMPLETA	COMPLETA
TRIETILENGLICOL	$\text{HOC}_2\text{H}_4\text{OC}_2\text{H}_4\text{O}-$ $\text{-C}_2\text{H}_4\text{OH}$	-7.2	267.4	1.1254	1.4559	COMPLETA	COMPLETA

II : MERCADO DE LOS GLICOLAS.

En este capítulo se pretende dar una visión sobre el mercado de glicoles, revisando puntos como son la producción, importación, consumidores de los productos y disponibilidad de las materias primas. Esto será para que posteriormente al realizarse la evaluación económica se pueda justificar el costo de la inversión en la realización del proyecto.

2.1 PRODUCCION DE MATERIA PRIMA.

La materia prima, como ha sido mencionado en la descripción del proceso, es óxido de etileno y agua desmineralizada únicamente se requiere de la disponibilidad del equipo de tratamiento, como sería un equipo de filtración y de eliminación de las sales minerales contenidas en el agua.

En el caso del óxido de etileno, éste es un petroquímico básico que únicamente lo produce y comercializa Petróleos Mexicanos. Aunque esta empresa a tenido un enorme crecimiento en la producción, esta no satisface la demanda de este producto, por lo que se ve en la necesidad de importarlo de los Estados Unidos. Esta importación junto con la producción existente se convierte en el consumo nacional aparente al no existir exportación del mismo.

Los datos informativos respecto al manejo de este producto se muestran en la tabla 2.1 y se encuentran junto con su respectiva gráfica 2.1, pudiéndose notar un amplio consumo al respecto.

GRAFICA 2.1

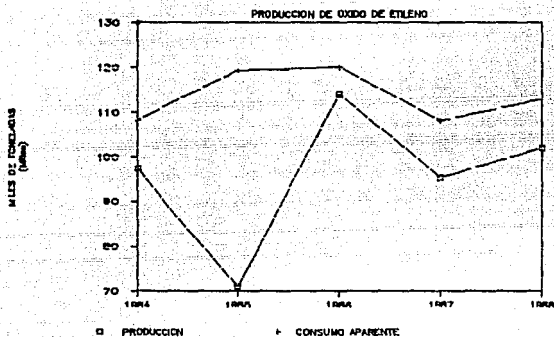


TABLA 2.1

TONELADAS	1984	1985	1986	1987	1988
PRODUCCION	97,429	71,021	113,982	95,367	102,071
IMPORTACION	10,800	48,364	6,000	12,610	11,038
EXPORTACION	0	0	0	0	0
C. APARENTE	108,229	119,365	119,982	107,977	113,109

2.2 PRODUCCION DE GLICOLES.

Antes de analizar la producción es conveniente aclarar que el 96% de la producción de glicoles se emplea para la producción de fibras de poliéster principalmente a base de monoetilenglicol, y el otro 4% en la fabricación de anticongelantes.

La producción de glicoles se encuentra concentrada en tres compañías principalmente, éstas son: Industrias Derivadas del Etileno, S.A., Glicoles Mexicanos S.A. y Polioles S.A., los cuales compiten por el mercado. (1)

Sabiendo esto y revisando la información reportada de estos productos se ven diversas variaciones en la exportación como en la importación, aunque la importación que se realiza se refiere exclusivamente al monoetilenglicol el cual representa el principal rubro en la producción de glicoles y la exportación corresponde a los otros glicoles. (1)

Estos datos junto con su gráfica de producción muestran una mejor visión al respecto. Ver tabla 2.2 y gráfica 2.2.

GRAFICA 2.2

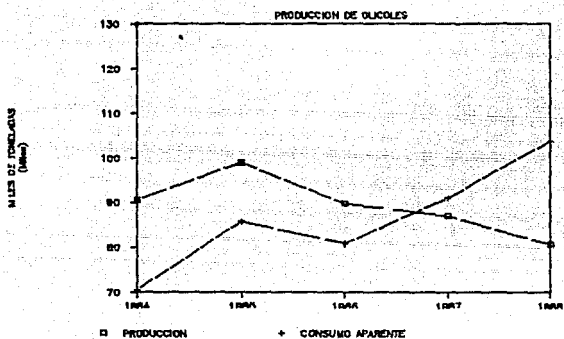


TABLA 2.2

TONELADAS	1984	1985	1986	1987	1988
PRODUCCION	90,490	98,969	89,840	87,100	80,663
IMPORTACION	240	6,211	4,164	20,380	30,992
EXPORTACION	20,248	19,435	13,128	16,450	7,961
C. APARENTE	70,482	85,745	80,876	91,030	103,694

2.3 CARACTERISTICAS DE LOS CONSUMIDORES.

Como se ha dicho anteriormente existen tres compañías que comercializan con los glicoles, las cuales han mantenido un nivel para proveer a las diversas empresas nacionales que lo utilizan en sus procesos productivos, cubriendo así la demanda. Ahora bien si el 96% de la producción es destinada a la fabricación de fibras de poliéster es necesario hacer mención del estado en que se encuentra este ramo. (1)

2.3 LA INDUSTRIA DE LAS FIBRAS EN MEXICO.

Haciendo una breve descripción de este sector económico, las industrias que constituyen son:

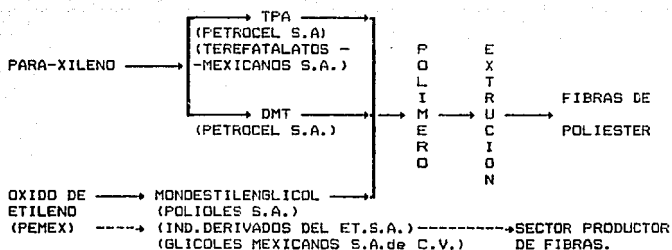
- AKRA.
- Celanese Mexicana S.A.
- Celulosa y derivados S.A.
- Fibras sintéticas S.A.
- KIMEX S.A.
- INPETMEX S.A.

Como se observa la industria de fibras esta constituida por 7 empresas que operan con 30 plantas, las cuales se encuentran distribuidas en: El Estado de México, Tlaxcala, Michoacán, Jalisco, Nuevo León, Veracruz y Distrito Federal. Hasta 1982, esta industria, mantenía una inversión en activos fijos del orden de 34,000 millones de pesos, con una capacidad instalada hasta fines de ese mismo año de 409,946 toneladas, correspondiendo 381,926 a las fibras sintéticas y 28,020 toneladas a las artificiales.

En la actualidad esta industria se encuentra 100% integrada a la Petroquímica Básica, como puede observarse en el cuadro 2.1, donde se muestra la fabricación de fibra de poliéster

CUADRO 2.1

INTEGRACION DE LA INDUSTRIA DE FIBRAS CON LA PETROQUIMICA BASICA



2.3.2. PRODUCCION DE FIBRAS DE POLIESTER.

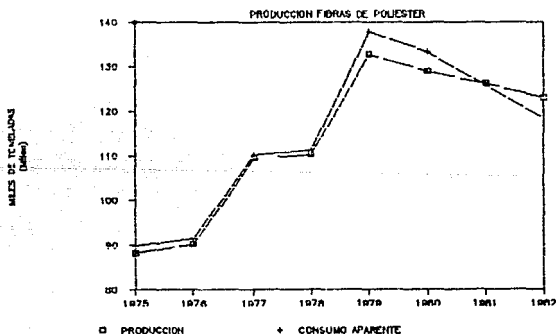
Para llevar a cabo este punto se hace mención de que en la producción de fibras de poliéster existen dos tipos: El llamado poliéster filamento textil y el poliéster fibra corta. Sin embargo para la producción de ambos, la materia prima que emplean son los glicoles, por lo tanto lo concerniente a su producción, importación, etc. se estimará como un sólo producto. (1)

Ahora bien los datos bibliográficos en los cuales se encuentra la información siguiente se muestra a continuación, así como en la gráfica 2.3, donde se observa la producción y consumo aparente.

TABLA 2.3

TONELADAS	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982
PRODUC	88,264	90,339	109,476	110,309	132,706	128,941	126,144	123,058
IMPORTAC	1,674	1,156	990	1,022	5,158	4,320	3,648	2,727
EXPORTAC	----	2	256	35	----	----	3,964	7,309
C. APARENT	89,938	91,393	110,201	111,296	137,864	132,261	125,828	118,476

GRAFICA 2.3



**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

2.4 LOCALIZACION DEL MERCADO DE LOS GLICOLES.

Siguiendo con la base de la utilización de los glicoles, en la fabricación de fibras, su mercado se puede ubicar, principalmente, donde existen industrias que procesan las fibras de poliéster, así pues la siguiente lista engloba la industria y su localización en la República Mexicana; (1)

NOMBRE	LOCALIZACION
-Celanese Mexicana S.A.	Toluca, Estado de México, Ocotlán, Jalisco, Querétaro. Gro.
-INPETMEX S.A.	El Salto, Jalisco.
-KIMEX S.A.	Estado de México.
-Nylon de México S.A.	Monterrey, Nuevo León.

Como puede observarse con esta distribución se cubren las necesidades en toda la República, aunque la tendencia es más hacia el norte y centro del país. (1)

2.5 LOCALIZACION DE LA PLANTA DE GLICOLES.

Debido a la situación actual por la que atraviesa el país es importante al aprovechamiento de todos los recursos disponibles que permitan obtener el máximo ahorro posible.

Así puede observarse el auge que la instalación de complejos petroquímicos ha producido, que con una infraestructura bien creada y bien planeada a largo plazo, permite el crecimiento de cualquier planta ya instalada o la realización de nuevos proyectos con objetivos y productos afines a los ya existentes.

Tal es el caso de la planta de glicoles en la cual se basa este trabajo. El corredor industrial de Lerma Toluca Estado de México,

cuenta con la infraestructura necesaria para la realización de cualquier proyecto ya que se dispone del terreno necesario así como de los muchos recursos creados o ya instalado como son: Carreteras, aeropuertos, red ferroviaria, red de agua potable, drenaje, entre otras más.

Esto necesariamente involucra una considerable disminución en los gastos fijos que se requerirán en la inversión permitiendo que el desarrollo de este proyecto pueda convertirse en realidad.

Al mismo tiempo se debe considerar, que la disponibilidad de las materias en la planta, se facilita con la contribución y el apoyo que el Gobierno Federal ha estimado hacia este corredor industrial. El óxido de etileno se obtiene de manera accesible a través de los oleoductos que Petróleos Mexicanos tiene en la zona los cuales abastecen a la región.

2.6 PROYECCION DE LA DEMANDA DE GLICOLES.

A fin de poder estimar la demanda que se tendrá de los glicoles en los próximos años, esta realizará con la producción de fibras de poliéster, ya que es en este sector donde se tiene, de acuerdo a la misma información recabada, el mayor consumo. Realizando la siguiente tabla para analizar la relación entre toneladas de fibras producidas contra la de glicoles se tiene:

ANO (X)	FIBRAS DE POL. TONELADAS	GLICOLES TONELADAS	TON.GLIC./TON.POL. (Y)
1975	89,938	50,676	0.5635
1976	91,393	42,083	0.4605
1977	110,201	47,232	0.4286
1978	111,296	54,846	0.4928
1979	137,864	66,035	0.4790
1980	133,261	68,336	0.5128
1981	125,828	57,886	0.4600
1982	118,476	63,642.9	0.5372
		PROMEDIO	0.4918

Analizando las columnas, en la de producción de fibras de poliéster y la de glicoles, se observa que ésta última ha tenido un crecimiento a través del tiempo a excepción de los últimos años en que sufre un decrecimiento estimándose se deba entre otras cosas a un cambio de moda, así pues, no se tomarán en cuenta para la proyección. El método que se empleará para llevar a cabo la proyección es el de mínimos cuadrados, en donde:

$$Y = A + Bx$$

y para los valores de A y B se tiene:

$$A = \frac{\sum y \sum x^2 - \sum x \sum xy}{n \sum x^2 - (\sum x)^2}$$

$$B = \frac{n \sum xy - \sum x \sum y}{n \sum x^2 - (\sum x)^2}$$

Siendo $x =$ año

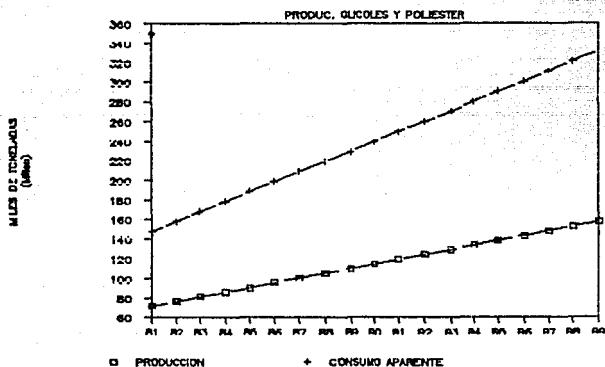
$$y = \frac{\text{Ton. glicoles}}{\text{Ton. poliéster}}$$

Sustituyendo los valores y realizando la proyección hasta 1999 se obtiene:

AÑO	POLIESTER. (TON.)	GLICOLES (TON.)	TON.GLIC./TON.POL.
1981	148,037	71,645	0.484
1982	158,241	76,438	0.483
1983	168,444	81,231	0.4822
1984	178,648	86,025	0.4815
1985	188,851	90,818	0.4809
1986	199,055	96,612	0.4803
1987	209,258	100,405	0.4798
1988	219,462	105,199	0.4793
1989	229,665	109,992	0.4789
1990	239,869	114,785	0.4785
1991	250,072	119,575	0.4782
1992	260,276	124,372	0.4778
1993	270,479	129,166	0.4775
1994	280,693	133,959	0.4772
1995	290,886	138,753	0.4770
1996	301,090	143,546	0.4768
1997	311,298	148,339	0.4765
1998	321,497	153,133	0.4763
1999	331,701	157,926	0.4761

Realizando gráficas de estos productos, se puede tener una mejor visualización de la proyección, la cual ayuda a comprender la realización del proyecto. Observar gráfica No. 2.4

GRAFICA 2.4



III : CRITERIOS DE DISEÑO.

En este capítulo se presentarán los puntos que servirán de partida para el cálculo del equipo de procesos y la posterior elaboración de los diagramas de flujo, igualmente se darán las características del equipo actual y también se describirá el proceso empleado.

3.1.1. BASES DE DISEÑO.

Antes de proceder con cualesquiera de los cálculos de diseño es recomendable y de suma importancia establecer por escrito una base completa de diseño, la cual como su nombre lo indica es una referencia para el diseño de la misma y debe tener datos como: función de la planta, localización, condiciones climatológicas del lugar de ubicación, cantidad y calidad de los productos deseados, las materia primas a emplear y los servicios auxiliares a utilizar así como la temperatura y presión de los mismos, y algunos otros puntos que de acuerdo al alcance que se quiera obtener se aplicarán. Las bases de diseño a emplear en el presente trabajo, se obtuvieron del funcionamiento actual de la planta de glicoles.

3.1.2. FUNCION DE LA PLANTA.

Deshidratación y separación de glicoles, obteniéndose como producto principal el etilenglicol y el dietilenglicol y el trietilenglicol como productos secundarios.

3.1.3. LOCALIZACION DE LA PLANTA

La planta se encuentra ubicada en el corredor industrial de Toluca, Estado de México.

3.1.4. CONDICIONES CLIMATOLÓGICAS DEL LUGAR DE LOCALIZACIÓN.

Elevación sobre el nivel del mar	2,720 m.
Presión barométrica	532 mmHg .
Temperatura máxima externa.....	25 °C
Temperatura máxima promedio	12 -18 °C
Temperatura mínima extrema	4 - 6 °C
Temperatura mínima promedio	11 -12 °C de
bulbo húmedo	
Precipitación pluvial máxima	1,200 mm
Precipitación pluvial media anual	800-1000 mm
Dirección de vientos dominantes	Sur, Suroeste
Dirección de vientos reinantes	Sur, Sureste
Velocidad media	2.5 m/seg
Velocidad máxima	3.2 m/seg
Zona sísmica	B

3.1.5. CAPACIDAD, RENDIMIENTO Y FLEXIBILIDAD.

a) Capacidad

Diseño: 37,000 ton/año

b) Factor de servicio

La planta operará 316 días al año con un factor de servicio del 90%.

c) Flexibilidad

Suministro eléctrico. A falla de corriente eléctrica la planta deberá parar. sin embargo, se requiere suministro de emergencia para la operación de los equipos requeridos para el vaciado de aquellos sistemas que puedan dañarse en un paro repentino.

Aire de instrumentos. El aire de instrumentos será generado en la misma planta, a falla de suministro no se tendrá paro en la planta.

Agua de enfriamiento. Se cuenta con la suficiente para suministrar a toda la planta, a falla de ésta parará la planta.

Vapor. Será generado en la planta, a falla de suministro parará la planta.

3.1.6 MATERIAS PRIMAS.

a) Oxido de etileno

Será suministrado por PEMEX a la presión y temperatura necesarias para su almacenamiento dentro de la planta:

Presión 2.1 PSIG
Temperatura 50 °F

b) Agua desmineralizada

Será obtenida en la planta para esto se cuenta con la unidad de tratamiento adecuado, las condiciones de manejo en la planta son:

Presión 50 PSIG
Temperatura 77 °F

3.1.7. CONDICIONES DE PRODUCTOS Y SUBPRODUCTOS.

Las características que deben cumplir los productos y subproductos generados en la planta son:

ETILENGLICOL

Presión de entrega 30 PSIG
Temperatura de entrega 107.6 °F
Pureza % peso 99.931
Agua % peso 0.02
Dietilenglicol % peso 0.049

DIETILENGLICOL

Presión de entrega	55.7 PSIG
Temperatura de entrega	120 °F
Pureza % peso	99.2
Etilenglicol % peso	0.1797
Trietilenglicol	0.6203

TRITILENGLICOL

Presión de entrega	24.89 PSIG
Temperatura de entrega	129.2 °F
Pureza % peso	87.4323
Distilenglicol % peso	12.5677

3.1.8 SERVICIOS AUXILIARES.**a) Vapor de media presión generado en planta**

Presión	210 PSIG
Temperatura	390 °F

b) Retorno de condensados

Presión	30 PSIG
Temperatura	250 °F

c) Agua de enfriamiento

Presión de suministro	50 PSIG
Temperatura de suministro	72 °F
Presión de retorno	36 PSIG
Temperatura de retorno	100 °F
Generada en la planta	Sí
Disponibilidad	Suficiente

- e) Agua contra incendio
- | | |
|-----------------------------|------------|
| Presión de suministro | 175 PSIG |
| Temperatura | Ambiente |
| Disponibilidad | Suficiente |
- f) Aire de instrumentos
- | | |
|--------------------------|-----------------|
| Generado en planta | Sí |
| Presión | 100 PSIG |
| Impurezas | Libre de aceite |
| Punto de rocío | 104 °F |
- g) Gas inerte
- | | |
|-----------------------------|------------------------|
| Naturalaleza | Nitrogeno 99.99 % peso |
| Presión de suministro | 100 PSIG |
| Temperatura | Ambiente |
- h) Suministro eléctrico
- La planta se abastecerá de una derivación de las líneas que distribuyen a toda la región y que es de 13.8 KVA, los voltajes que se manejan dentro de la planta serán de 440/220 volts para alumbrado y control, será subterránea y se contará con un generador para casos de emergencia.

3.1.9 EFLUENTES.

a) Gases

No se tienen humos ni polvos generados

b) Líquidos

Agua contaminada con glicoles 1% máximo para ser tratados fuera de límite de batería.

3.1.10 SISTEMAS DE PROTECCION Y SEGURIDAD.

Será diseñado bajo los criterios que rigen de acuerdo al NFPA, el sistema de protección será a base de hidrantes, monitores, equipo móvil y portátil de extinguidores, asimismo se dispondrá dentro de la planta con regaderas de emergencia y lava ojos.

3.1.11 BASES DE DISEÑO DE TUBERIAS.

a) Código de diseño ANSI B-31-3.

b) Tolerancia permitida a la corrosión de los siguientes materiales:

- I) Acero al carbón ----- 0.125 in
- II) Acero inoxidable ----- 0.062 in

c) Soportes. Se localizará un puente de tubería a los lados de la planta de 4.0 m de ancho con soportes.

d) Los claros libres a mantener entre equipos será el siguiente:

- I) Tanques y recipientes ----- 5 Ft
- II) Columnas ----- 7.9 Ft
- III) Bombas hasta 10 Hp ----- Base común
- IV) Bombas mayores de 10 Hp ----- 3 Ft
- V) Cambiadores de calor ----- 3 Ft
- VI) Pasillos ----- 3 Ft

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

3.1.12 BASES DE DISEÑO MECANICO.

a) Código y estándares aplicables:

- I) Para recipientes y columnas sujetas a presión se utilizará el código ASME Sección VIII División I.
- II) Para tanques atmosféricos verticales de fondo plano se llevarán a cabo según el API-650...
- III) Los cambiadores de calor se harán bajo la norma de ASME Sección VIII, División I y el TEMA considerando que serán del tipo C.
- IV) Presión de diseño

Para obtener la presión de diseño se hará de la siguiente manera:

Presión de operación	Presión de diseño
0 - 14.7 PSIA	/ 14.9 PSIA Externa \ 24.9 PSIA Interna
0 - 14.9	24.9 PSIA

Lo que lo resulte mayor de:

14.9 PSIA y mayor	/ I) Pop + 19.9 PSIA \ II) Pop x 15.65 PSIA
-------------------------	--

3.1.13 BASES DE DISEÑO ELECTRICO.

La clasificación se hará de acuerdo al NEC

a) Características según el servicio.

	Volts	Fases	Ciclos
Motores menores de 1 Hp	115	1	60
Motores arriba de 1 Hp a 200 Hp ..	220/440	3	60
Alumbrado	115/220	1	60
Instrumentos	115	1	60

b) distribución de fuerza.

La distribución se hará desde el cuarto de control de motores, el cual estará localizado en el cuarto de control, se tendrá un espacio para reservas del 20% el cable a emplear será tipo THW y el calibre mínimo que se tenga será de 12 AWG.

Para el alumbramiento del área de proceso se llevará a cabo mediante lámparas de vapor nocturno y para el área de oficinas del tipo fluorescente, se deberá prevenir además que se dispondrá de alumbrado de emergencia.

3.1.14 BASES DE DISEÑO CIVIL.

a) Los códigos y reglamentos aplicables serán los de la AEEG, la AWS y la AISI, para estructura de acero, para estructura de concreto los códigos aplicables son el de la ACI 318-21 y de manera general lo aplicable del Reglamento de Construcciones del Departamento del Distrito Federal y del Manual de Diseño de Obras Civiles de la Comisión Federal de Electricidad.

b) Para estructura se utilizará concreto hasta 6 m (19.68 Ft) de altura y acero arriba de este límite.

c) El material para drenajes será: Acero al carbón para drenaje químico, concreto reforzado para el drenaje pluvial y asbesto-cemento para el drenaje sanitario.

3.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

Antes de describir el proceso empleado y para poder tener un mejor entendimiento de éste se procederá a elaborar de manera esquemática un diagrama de bloques (Diagrama 3.2.1) en el cual se muestren los pasos principales que se llevan a cabo hasta la obtención de los glicoles.

Teniendo como base el diagrama 3.1 la descripción del proceso es la siguiente:

Las materia primas que se emplean son el óxido de etileno y agua los cuales reaccionan para formar los glicoles. Para lograr una total

reacción del óxido de etileno y obtener la composición deseada se requiere aumentar el agua en exceso. El agua, además de controlar el porcentaje de los componentes, sirve para absorber el calor de la reacción ya que es fuertemente exotérmica.

DIAGRAMA 3.1 PASOS PRINCIPALES QUE SE REALIZAN HASTA LA OBTENCIÓN DE GLICOLAS.



El agua proveniente de las bombas P-01 A/B, las cuales succionan del tanque T-01, se mezcla con la corriente de óxido de etileno, proveniente del área de almacenamiento, y se precalienta en el E-10 antes de entrar al reactor R-01. Para llevar a cabo la reacción es importante mantener una temperatura mínima de 340 F a la entrada del reactor y una presión de 455 Psig., ya que a menor temperatura

la reacción no se realiza y la presión es para mantener en estado líquido los reactivos y asegurar una correcta homogenización de la reacción. Posterior al reactor la mezcla se alimenta al evaporador E-02 donde por cambio de presión se produce un flasheo que evapora una gran cantidad de agua junto con un máximo de 0.40% de glicoles. Este vapor posteriormente se emplea para mantener en ebullición el hervidor E-03 para que, finalmente, retorne como condensado al tanque de almacenamiento T-01. La corriente rica en glicoles del evaporador E-02 se alimenta a la columna de destilación TD-01 donde, nuevamente se elimina por la parte superior el agua y trazas de glicoles los que a su vez sirven como medio de calentamiento del E-04 y posteriormente regresar a T-01. Los fondos de esta columna TD-01, se alimentan a la columna TD-02 en la que se elimina por completo el agua contenida en la mezcla, ésta se obtiene por el domo, se condensa en el E-05 y se acumula en el T-02 de donde se transfiere mediante la bomba P-04 A/B al tanque T-01 y como reflujo a la misma columna. Los fondos de la columna se mantienen en circulación calentándolos en el hervidor E-04, el cual es alimentado por la bomba P-02 A/B y también son enviados mediante la P-03 A/B a la columna TD-03. En esta columna se obtiene por el domo el etilenglicol dentro de las especificaciones deseadas, siendo condensado en el E-07 y acumulado en el T-03 de donde se manda mediante la bomba P-07 A/B como reflujo a la misma columna y también hacia los tanques de almacenamiento, enfriándolo primeramente en el E-08. El fondo se recircula con la bomba P-05 A/B a través del hervidor E-06, el cual es calentado con vapor de 210 Psia de presión y retorna nuevamente a la columna. Asimismo del fondo se transfieren mediante la bomba P-06 A/B los glicoles más pesados para servir de alimentación a la columna TD-04.

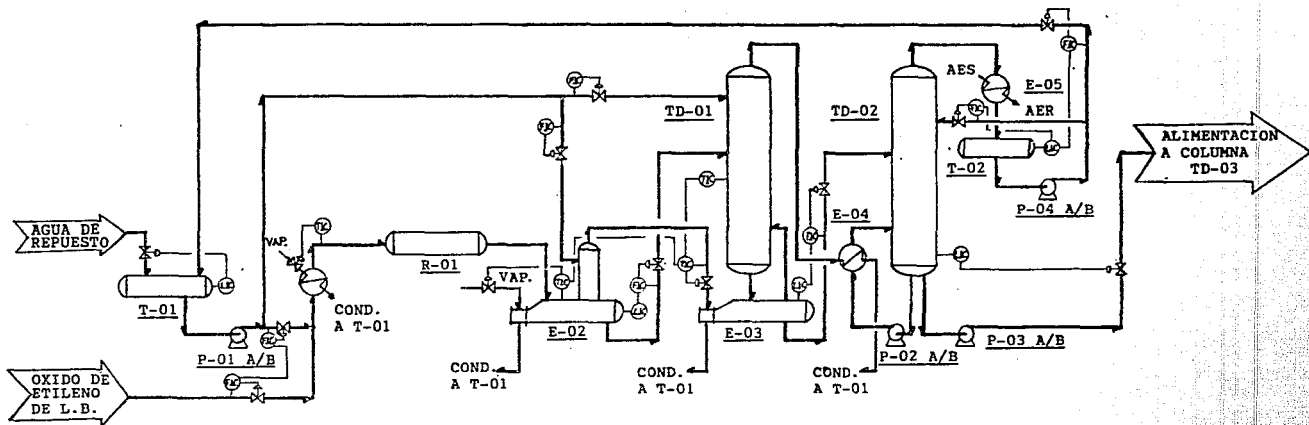
De esta manera se purifican los glicoles, recuperando prácticamente todo el etilenglicol, el cual es arrastrado junto con las trazas de dietilenglicol por el domo de la columna, condensados en el E-10 y acumulados en el T-04 de donde se manda con la bomba P-09 A/B a la misma columna como reflujo y también una parte se retorna para

incorporarse a la alimentación de la columna TD-03 con el fin de recuperar la mayor parte del etilenglicol. Los fondos de la columna TD-04 son recirculados mediante la bomba P-08 A/B a la columna, pasándolos previamente por el hervidor E-09, el cual emplea como medio de calentamiento vapor a 210 Psia de presión, asimismo esta bomba alimenta la mezcla de pesados a la columna de dietilenglicol TD-05.

Esta columna sirve para obtener en la parte superior de la misma el dietilenglicol dentro de las especificaciones previstas. El producto se condensa en el E-13 y se acumula en el T-05 de donde se envía a almacenamiento ó, bien, se recircula hacia la misma columna. En el fondo de la columna se mantiene una mezcla rica en trietilenglicol la cual se mantiene en recirculación con la bomba P-10 A/B, la cual envía el producto al hervidor E-11 y de aquí a la columna misma y también manda a almacenamiento pasando el producto por el enfriador E-12 y completar de esta manera el proceso.

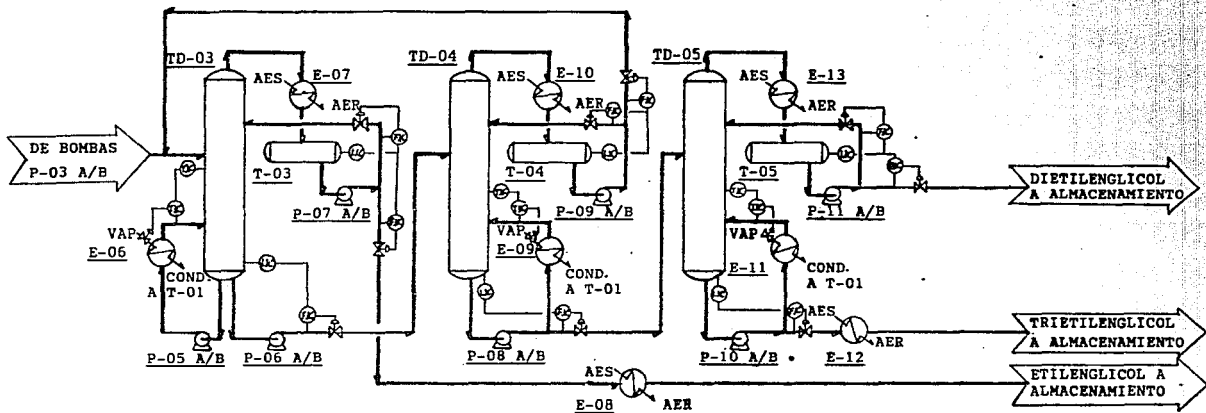
3.3 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO.

Teniendo la filosofía de operación del proceso y los equipos que lo componen se procede a la elaboración del diagrama de flujo de proceso, el cual queda según se muestra en el diagrama 3.2.



- | | | | | | | | |
|---|--------------------------|-----------------------------------|-------------------------------------|--|--|--|--------------------------------------|
| <u>T-01</u> | <u>E-01</u> | <u>TD-01</u> | <u>TD-02</u> | <u>P-02 A/B</u> | <u>E-05</u> | <u>P-03 A/B</u> | <u>P-04 A/B</u> |
| TANQUE PARA AGUA DE REACCION | PRECALENTADOR DE REACTOR | COLUMNA CONC. DE GLICOLES | COLUMNA DES-HIDRATADORA | BOMBAS PARA RECIRCULACION DE FONDOS DE COLUMNA DES-HIDRATADORA | CONDENSADOR DE COLUMNA DES-HIDRATADORA | BOMBAS PARA ALIMENTACION A COLUMNA TD-03 | BOMBAS PARA REFLUJO DE COLUMNA TD-02 |
| <u>P-01 A/B</u> | <u>R-01</u> | <u>E-03</u> | <u>E-04</u> | <u>T-02</u> | | | |
| BOMBAS PARA SUMINISTRO DE AGUA A REACCION | REACTOR | HERVIDOR DE COLUMNA CONCENTRADORA | HERVIDOR DE COLUMNA DES-HIDRATADORA | ACUMULADOR DE COLUMNA DES-HIDRATADORA | | | |
| | <u>E-02</u> | | | | | | |
| | EVAPORADOR DE GLICOLES | | | | | | |

DIAGRAMA DE FLUJO DE
 PROCESO
 PARA 57 MTPA



TD-03
COLUMNA DE
ETILENGLICOL

P-06 A/B
BOMBAS PARA
ALIMENTACION A
COLUMNA TD-04

T-03
ACUMULADOR DE
COLUMNA DE EG.

P-08 A/B
BOMBAS PARA
REFLUJO DE
COLUMNA PURI
FICADORA

TD-04
COLUMNA PURI
FICADORA DE
GLICOLES

E-10
CONDENSADOR DE
COLUMNA PURIFI
CADORA

E-08
ENFRIADOR DE
ETILENGLICOL

P-10 A/B
BOMBAS PARA
REFLUJO DE
FONDOS DE
COLUMNA DE
DIETILENG.

P-11 A/B
BOMBAS PARA
REFLUJO DE
DIETILENGLI

T-05
ACUMULADOR
DE DIETI -
LENGLICOL

P-05 A/B
BOMBAS PARA
RECIRCULACION
DE FONDOS DE
COLUMNA DE EG.

E-07
CONDENSADOR DE
ETILENGLICOL

E-06
HERVIDOR DE
COLUMNA DE
ETILENGLICOL

P-07 A/B
BOMBAS PARA
REFLUJO DE
ETILENGLICOL

E-09
HERVIDOR DE
COLUMNA PURI
FICADORA

T-04
ACUMULADOR DE
COLUMNA PURI -
FICADORA

P-09 A/B
BOMBAS PARA
REFLUJO DE
GLICOLES

TD-05
COLUMNA DE
DIETILEN -
GLICOL

E-13
CONDENSADOR DE
DIETILENGLICOL

E-12
ENFRIADOR DE
TRITILENGLICOL

E-11
HERVIDOR DE
COLUMNA DE
DIETILENGLICOL

DIAGRAMA DE FLUJO DE
PROCESO
PARA 37 MTPA

DIAG. 3.2

2 DE 2

3.4 CARACTERISTICAS ACTUALES DEL EQUIPO.

Las principales características de los equipos con que cuenta la planta de glicoles y que son los que trabajan actualmente, son los siguientes:

No. DE EQUIPO	DESCRIPCION	CARACTERISTICAS
T-01	Tanque de agua para reacción.	Tipo: Cilindro horizontal Tapas: Elípticas. Diámetro: 8.5 Ft Longitud: 34.3 Ft Volumen: 1937.5 Ft ³ Material: Acero inoxidable Temp.: Operación 250 °F Presión: Operación 25 Psig
P-01 A/B	Bombas para suministro de agua a reacción	Tipo: Centrífuga Potencia: 200 Hp; RPM: 3550 Gasto: 360 GPM Pres. desc.: 520 Psia
E-01	Precalentador de reactor.	Tipo: Tubos fijos Diámetro de coraza: 2.43Ft Longitud de coraza: 12.66Ft Diámetro de tubos: 3/4", 14 BWG Mat. coraza: Ac. carbón A-285-C Mat. tubos: Ac. inoxidable 316
R-01	Reactor	Tipo: Tobera Diámetro interno: 5.75 Ft Longitud: 24 Ft Mat: Ac. al carbón A-515-70

No. DE EQUIPO	DESCRIPCION	CARACTERÍSTICAS
E-02	Evaporador de glicoles	Tipo: Kettle tubos en U Diámetro de coraza: 5.5 Ft/0.75 Ft Longitud de coraza: 14.37 Ft Diámetro de tubos: 3/4", 16 BWG Mat.coraza:Ac.carbón A-285-C Mat.tubos:Ac.inoxidable 316
TD-01	Columna concentradora	Diámetro interno: 5.5 Ft Longitud T-T: 33 Ft No.de Platos: 12 Tapas Tipo: elípticas Material: Ac.al carbón A-285-C
E-03	Hervidor de columna concentradora	Tipo: Kettle tubos en U Diámetro de coraza: 5 Ft/6.67 Ft Longitud de coraza: 16.2 Ft Diámetro de tubos: 3/4". 16 BWG Mat.coraza:Ac.carbón A-285-C Mat.tubos:Ac.inoxidable 316
E-04	Hervidor de columna deshidratadora	Tipo: Tubos finos Diámetro de coraza: 4.67 Ft Longitud de coraza: 16 Ft Diámetro de tubos: 3/4", 16 BWG Mat.coraza:Ac.carbón A-285-C Mat.tubos:Ac.inoxidable 316
TD-02	Columna deshidratadora	Diámetro : 15 Ft Longitud T-T: 44.4 Ft No.de Platos: 16 Tapas Tipo:Toricólicas. Material: Ac.al carbón A-285-C

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

No DE EQUIPO	DESCRIPCION	CARACTERISTICAS
P-02 A/B	Bomba de recirculación de fondos de columna deshidratadora	Tipo: Centrífuga Potencia: 100 Hp RPM: 1180 Gasto: 6500 GPM Pres.desc.: 30 Psia
P-03 A/B	Bomba de alimentación de fondos de TD-02 a columna TD-03	Tipo: Centrífuga Potencia: 3 Hp RPM: 1750 Gasto: 42 GPM Pres.desc.: 46 Psia
E-05	Condensador de columna deshidratadora	Tipo: Tubos fijos Diámetro de coraza: 3.75 Ft Longitud de coraza: 20 Ft Diámetro de tubo: 3/4", 16BWG Mat.de coraza: Ac. Carbón A-285-C Mat.de tubos: Ac. Inox. 314
T-02	Tanque acumulador de columna deshidratadora	Tipo: Cilindro horizontal Diámetro : 4 Ft Longitud : 5.9 Ft Tapas tipo: Elípticas Material: Ac. Carbón A-285-C
P-04 A/B	Bomba de reflujo a columna deshidratadora	Tipo: Centrífuga Potencia: 10 Hp; RPM: 3600 Gasto: 115 GPM Pres.desc.: 67.7 Psia

NO DE EQUIPO	DESCRIPCION	CARACTERISTICAS
T-03	Columna de monoetilenglicol	Diámetro : 9 Ft Longitud T-T: 63 Ft No.de platos: 25 Tapas tipo: Elipticas Material: Ac. Carbón A-285-C
P-05 A/B	Bomba de recirculación de fondos de columna TD-03	Tipo: Centrífuga Potencia: 25 Hp; RPM:1180 Gasto: 1730 GPM Pres.desc.: 24 Psia
E-05	Hervidor de fondos de columna TD-03	Tipo: Tubos fijos Diámetro de coraza: 1.5 Ft Longitud de coraza: 16 Ft Diámetro de tubo: 3/4", 14 BWG Mat.de coraza: Ac. Carbón A-285-C Mat.de tubos: Ac. Inox. 316
P-06 A/B	Bomba de alimentación a columna TD-04	Tipo: Centrífuga Potencia: 5 Hp; RPM:1800 Gasto: 40 GPM Pres.desc.: 50 Psia
E-07	Condensador de columna TD-03	Tipo: Tubos fijos Diámetro de coraza: 3 Ft Longitud de coraza: 8 Ft Diámetro de tubo: 3/4", 16 BWG Mat.de coraza: Ac. Inox. 314 Mat.de tubos: Ac. Inox. 314

No DE EQUIPO	DESCRIPCION	CARACTERISTICAS
T-03	Acumulador de columna TD-03	Tipo: Cilindro horizontal Diámetro : 2.83 Ft Longitud : 3.93 Ft Tapas tipo: Elípticas Material: Ac. Carbón A-285-C
P-07 A/B	Bomba de recirculación a columna TD-03	Tipo: Centrífuga Potencia: 10 Hp; RPM:3550 Gasto: 170 GPM Pres.desc.: 52.3 Psia
E-08	Enfriador de monoestilenglicol	Tipo: Tubos fillos Diámetro de coraza: 0.75 Ft Longitud de coraza: 9 Ft Diámetro de tubo: 1/2", 14 BWG Mat.de coraza: Ac.Carbón A-285-C Mat.de tubos: Ac. Inox. 304
T-04	Columna purificadora de glicoles	Diámetro : 4 Ft Longitud T-T: 40 Ft No.de platos: 18 Tapas tipo: semi-elípticas Material: Ac. Carbón A-285-C
P-09 A/B	Bomba de recirculación de fondos de columna TD-04	Tipo: Centrífuga Potencia: 3/4 Hp; RPM:1750 Gasto: 4.3 GPM Pres.desc.: 51 Psia

No DE EQUIPO	DESCRIPCION	CARACTERISTICAS
E-09	Hervidor de fondos de columna TD-04	Tipo: Tubos fijos Diámetro de coraza: 1 Ft Longitud de coraza: 8 Ft Diámetro de tubo: 3/4", 14 BWC Mat. de coraza: Ac. Carbón A-285-C Mat. de tubos: Ac. Inox. 316
T-04	Tanque acumulador de columna TD-04	Tipo: Cilindro Horizontal Diámetro: 2.83 Ft Longitud: 3.93 Ft Tapas tipo: Elípticas Material: Ac. Carbón A-285-C
P-08 A/B	Bomba de recirculación de columna TD-04	Tipo: Centrífuga Potencia: 15 Hp; RPM: 3600 Gasto: 330 GPM Pres. desc.: 44.8 Psia
T-05	Columna de dietilenglicol.	Diámetro: 4 Ft Longitud T-T: 50.8 Ft No. de platos: 24 Tapas tipo: Elípticas Material: Ac. Carbón A-285-C
P-10 A/B	Bomba para recirculación de fondos de columna TD-05	Tipo: Centrífuga Potencia: 15 Hp; RPM: 1750 Gasto: 330 GPM Pres. desc.: 35 Psia

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

NO DE EQUIPO	DESCRIPCION	CARACTERISTICAS
E-11	Hervidor de fondos de columna TD-05	Tipo: Tubos fijos Diámetro de coraza: 1.33 Ft Longitud de coraza: 9 Ft Diámetro de tubo: 3/4", 14 BWG Mat.de coraza: Ac.Carbón A-285-C Mat.de tubos: Ac. Inox. 316
E-13	Hervidor de fondos de columna TD-05	Tipo: Tubo fijos Diámetro de coraza: 0.5 Ft Longitud de coraza: 9 Ft Diámetro de tubo: 1/2", 14 BWG Mat.de coraza: Ac.Carbón A-285-C Mat.de tubos: Ac. Inox. 304
E-12	Condensador de columna TD-05	Tipo: Tubo fijos Diámetro de coraza: 1.33 Ft Longitud de coraza: 10 Ft Diámetro de tubo: 3/4", 16 BWG Mat.de coraza: Ac.Inox. 304 Mat.de tubos: Ac. Inox. 304
T-05	Tanque acumulador de columna TD-05	Tipo: Cilindro Horizontal Diámetro: 2.83 Ft Longitud: 3.93 Ft Tapas tipo: Elípticas Material: Ac. Carbón A-285-C
P-11 A/B	Bomba para reflujo de dietilenglicol	Tipo: Centrífuga Potencia: 1 Hp; RPM: 1750 Gasto: 5.33 GPM Pres.desc.: 55.5 Psia

No DE EQUIPO	DESCRIPCION	CARACTERISTICAS
E-10	Condensador de columna TD-04	Tipo: Tubo filio Diámetro de coraza: 1.5 Ft Longitud de coraza: 12 Ft Diámetro de tubo: 3/4", 16 BWG Mat. de coraza: Ac. Inox.: 304 Mat. de tubos: Ac. Inox.: 304

Estas son, de manera general, las características actuales del equipo para la producción de 37 MTA de glicoles, las mismas se comprobarán en el capítulo siguiente al elaborarse el balance de masa y realizar el cálculo de los equipos.

CAPITULO IV

EVALUACION TECNICA DEL EQUIPO.

En este capítulo se realizarán los balances de masa y energía, empleando para ello la estequiometría y la termodinámica. Con objeto de hacer una presentación más clara, se procederá a realizar el cálculo de los balances explicando paso a paso su desarrollo y al final se tabularán los valores en una forma clara y resumida, de esta manera al realizar el cálculo del equipo de proceso será más fácil la localización de los valores necesarios para ello.

La base de cálculo principal será la producción de etilenglicol la cual será de 37,000 toneladas por año, teniendo en cuenta que una planta de tales proporciones tiende a mantenerse trabajando las 24 horas del día, el mayor número de días al año y sólo deteniendo la operación en caso de mantenimiento de la planta, lo cual generalmente se lleva a cabo en períodos de mínimas necesidades de producción y para lo cual se tiene almacenado el producto de manera que se cubran las necesidades durante estos períodos, ó por imprevistos como pueden ser falla en los servicios auxiliares ó falla de algún equipo. Se han considerado, de acuerdo a las bases de diseño, 316 días de operación continua para poder realizar los balances de masa y energía.

4.1. BALANCE DE MASA.

4.1.1. BALANCE EN EL REACTOR R-00.

La producción por hora que se tiene se puede obtener mediante la siguiente relación.

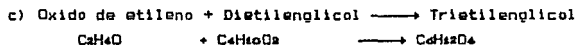
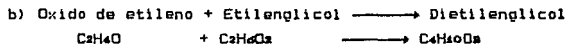
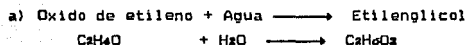
$$\text{Prod.} = \frac{G}{T * F_s}$$

donde G = Capacidad = 37,000 Ton/año
T = Tiempo de prod. = 316 días
F_s = Factor de serv. = 0.9

$$\text{Prod.} = \frac{37000 \text{ Ton/año}}{316 \text{ días} * 0.9} * \frac{2204.6 \text{ lb/Ton}}{24 \text{ Hr/día}}$$

$$P = 11950.627 \text{ lb/Hr.}$$

Las reacciones que se llevan a cabo son:



Los pesos moleculares de cada uno de los compuestos son:

NOMBRE	FORMULA	PESO MOLECULAR
Oxido de etileno	$\text{C}_2\text{H}_4\text{O}$	44.05358
Agua	H_2O	18.01534
Etilenglicol	$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	62.06892
Dietilenglicol	$\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}_3$	106.1225
Trietilenglicol	$\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_4$	150.17608

Puesto que la conversión es total, la información bibliográfica nos indica que el porcentaje de cada uno de los productos que se obtienen es de :

Etilenglicol	90.36 %
Dietilenglicol	9.30 %
Trietilenglicol	0.54 %

La masa de óxido de etileno que se emplea se obtiene de la masa empleada en cada una de las reacciones, así suponiendo una base de 100 lb/hr tenemos:

1° De la tercera reacción, la masa de óxido de etileno es:

$$W_{O_2} = W_{DEG} * \frac{M_{O_2}}{M_{DEG}} = \frac{0.54 \text{ TEG}}{100} * 100 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}} * \frac{44.05358 \text{ lb/lbmol } O_2}{150.17608 \text{ lb/lbmol TEG}}$$

$$W_{O_2} = 0.158407 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}}$$

La masa de dietilenglicol empleada en esta reacción es:

$$W_{DEG} = W_{TEG} * \frac{M_{DEG}}{M_{TEG}} = 0.54 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}} * \text{TEG} * \frac{106.1225 \text{ lb/lbmol DEG}}{150.17608 \text{ lb/lbmol TEG}}$$

$$W_{DEG} = 0.381593 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}}$$

2° De la segunda reacción, de acuerdo a la conversión, se generarán 9.3 lb/Hr de dietilenglicol, más la masa de dietilenglicol para producir el trietilenglicol se tiene que la masa generada en esta reacción es:

$$W_{DEG} = 0.381593 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}} + 9.3 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}} = 9.681593 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}}$$

y la masa de óxido de etileno necesaria para generar esta masa es de:

$$W_{O_2} = W_{DEG} * \frac{M_{O_2}}{M_{DEG}} = 9.681593 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}} * \frac{44.05358 \text{ lb/lbmol } O_2}{106.1225 \text{ lb/lbmol TEG}}$$

$$W_{O_2} = 4.019024 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}}$$

De esta reacción la masa de etilenglicol empleada es:

$$W_{MOE} = W_{MO} * \frac{M_{MO}}{M_{OE}} = 4.019024 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}} * \frac{02.06892 \text{ lb/lbmol}}{44.05358 \text{ lb/lbmol}} \frac{EG}{OE}$$

$$W_{MO} = 5.662569 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}}$$

3. De igual manera para la primera reacción, la masa de etilenglicol que se genera será la masa normal de 90.16 lb/hr, más la masa que se emplea para producir el dietilenglicol por lo que la masa de etilenglicol es:

$$W_{MO} = 90.16 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}} + 5.662569 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}} = 95.822569 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}}$$

La masa de óxido de etileno a emplear es de :

$$W_{OE} = W_{MO} * \frac{M_{OE}}{M_{EO}} = 95.822569 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}} * \frac{44.05358 \text{ lb/lbmol}}{62.06892 \text{ lb/lbmol}} \frac{OE}{EO}$$

$$W_{OE} = 68.010322 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}}$$

La masa de agua empleada en esta reacción es :

$$W_{H_2O} = W_{MO} * \frac{M_{H_2O}}{M_{EO}} = 95.822569 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}} * \frac{18.01534 \text{ lb/lbmol}}{62.06892 \text{ lb/lbmol}} \frac{H_2O}{EO}$$

$$W_{H_2O} = 27.812247 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}}$$

La masa total de óxido de etileno empleada en las tres reacciones es:

$$W_{OX} = 68.010322 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}} + 4.019024 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}} = 0.158407 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}}$$

$$W_{OX} = 72.187753 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}}$$

De acuerdo a las condiciones a que labora la planta, la masa de etileno alimentando al reactor, para la capacidad de 37,000 Ton/año, es:

$$W_{OX} = \frac{72.187753 \text{ lb/Hr}}{100 \text{ lb/Hr}} * 11.950.627 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}}$$

$$W_{OX} = 8626.889 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}}$$

La masa de agua requerida para la reacción del óxido de etileno se obtiene por diferencia entre la producción de la planta y la masa de óxido de etileno.

$$W_{AZO} = 11950.627 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}} - 8626.889 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}}$$

$$W_{AZO} = 3323.738 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}}$$

De acuerdo a las bases de diseño mencionadas la composición de la alimentación al reactor es:

COMPONENTE	% PESO
AGUA	91.45
OXIDO DE ETILENO	8.5134
ETILENGLICOL	0.0366

Por lo que la masa total que alimenta al reactor se puede obtener en función de alguno de los componentes, así, tomando la composición del óxido de etileno resulta:

$$W = \frac{W_{Ox}}{\%Peso} * 100 = \frac{8626.889 \text{ lb/Hr}}{8.5134} * 100$$

$$W = 101333.063 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}}$$

Esta es la masa total que se alimenta al reactor, la masa de cada componente es:

$$W_{H_2O} = 101333.063 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}} * 0.9145 = 92669.0861 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}}$$

$$W_{CO} = 101333.063 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}} * 0.000366 = 37.0879 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}}$$

$$W_{Ox} = 101333.063 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}} * 0.085134 = 8626.889 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}}$$

Para la salida del reactor, la masa de agua se puede obtener por diferencia entre lo alimentado y lo reaccionado:

$$W_{H_2O}^{SAL} = W_{H_2O}^{ENT} - W_{H_2O}^{REAC} = 92669.0861 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}} - 3323.738 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}}$$

$$W_{H_2O}^{SAL} = 89345.3481 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}}$$

De manera similar para los productos de la reacción resulta que:

Para el etilenglicol:

$$W_{CO} = W_{CO} + W_{TOT} * \% \text{ CONVERSION} \\ = 37.0879 + 11930.627 \text{ lb/hr} * 0.9036$$

$$W_{CO} = 10835.794 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}}$$

Para el dietilenglicol:

$$W_{\text{MGA}} = W_{\text{TOT}} * \% \text{ CONVERSION}$$

$$= 11950.627 \text{ lb/hr} * 0.091 = 1087.5071 \text{ lb/Hr}$$

Y para el trietilenglicol:

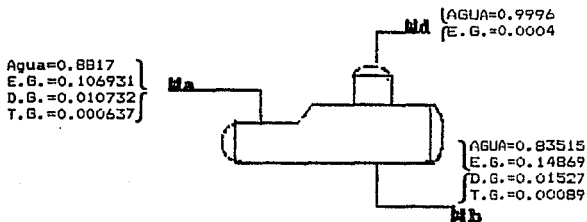
$$W_{\text{MGA}} = 11950.627 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}} * 0.0054 = 64.5334 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}}$$

Resumiendo la corriente de salida del reactor es:

COMPONENTE	MASA	% PESO
Agua	89345.3481 lb/Hr	88.17
Etilenglicol	10835.6745 lb/Hr	10.6931
Dietilenglicol	1087.5071 lb/Hr	1.0732
Trietilenglicol	89345.3481 lb/Hr	0.0637
Total	101333.0631 lb/Hr	100.0000

4.1.2. BALANCE EN EL EVAPORADOR DE GLICOLAS E-02.

De este equipo se conocen las composiciones de las corrientes de suministro como de salida, así como el reflujo interno que se mantiene en dicho equipo, y es equivalente a 0.14266, por lo que las masas de las distintas corrientes son:



Para obtener W_a y W_b realizamos :

$$W_a = W_b + W_d \text{ ----- 1}$$

$$W_a X_a = W_b X_b + W_d X_d \text{ ----- 2}$$

$$X_a 101333.063 = W_b X_b + W_d X_d \text{ ----- 3}$$

Despejando W_b de 1 y sustituyendo en 2 tenemos:

$$W_a X_a = (W_a - W_d) X_b + W_d X_d \text{ ----- 4}$$

Resolviendo 4 y despejando W_a resulta :

$$W_a = W_d \left[\frac{X_a - X_d}{X_b - X_d} \right] \text{ ----- 5}$$

Sustituyendo valores :

$$W_a = 101333.0631 * \left[\frac{0.8817 - 0.9996}{0.83515 - 0.9996} \right]$$

$$W_a = 72649.2438 \text{ lb/Hr}$$

Y por diferencia con la alimentación :

$$W_b = 28683.8193 \text{ lb/Hr}$$

Ya que se conoce el valor del reflujo se puede conocer la masa de este :

$$R_{int.} = \frac{R}{V} = 0.14266$$

$$R_{ext.} = \frac{R}{D} = \frac{R_{int}}{1 - R_{int}} = \frac{0.14266}{1 - 0.14266} = 0.1664$$

$$V_n = D (1 + R_{ext}) = 28683.8193 \text{ lb/Hr} * (1 + 0.1664)$$

$$V_n = 33456.8068 \text{ lb/Hr}$$

Por lo que la masa de reflujo esta dada por :

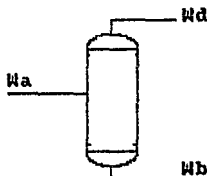
$$W_{REF} = V_n - W_D = 33456.8068 \text{ lb/Hr} - 28683.8193 \text{ lb/Hr}$$

$$W_{REF} = 4772.9875 \text{ lb/Hr}$$

4.1.3. BALANCE EN LA COLUMNA CONCENTRADORA TD-01.

Similarmente para este equipo se conoce la composición de las corrientes de entrada como de salida así como la relación de reflujo interno que maneja y que es de 0.14266.

$$\left. \begin{array}{l} \text{AGUA} = 0.83515 \\ \text{E.G.} = 0.14869 \\ \text{D.G.} = 0.01527 \\ \text{T.G.} = 0.00089 \end{array} \right\}$$



$$\left. \begin{array}{l} \text{AGUA} = 0.9996 \\ \text{E.G.} = 0.0004 \end{array} \right\}$$

$$\left. \begin{array}{l} \text{AGUA} = 0.72089 \\ \text{E.G.} = 0.25171 \\ \text{D.G.} = 0.02589 \\ \text{T.G.} = 0.00151 \end{array} \right\}$$

$$W_A = W_D + W_B \text{ ----- 1}$$

$$W_A X_A = W_D X_D + W_B X_B \text{ ----- 2}$$

Despejando de la ecuación 1 W_B y sustituyendo en 2 :

$$W_A X_A = W_D X_D + (W_A - W_D) X_B \text{ ----- 3}$$

Resolviendo 3 y despejando W_D :

$$W_D = W_A \left[\frac{X_A - X_B}{X_D - X_B} \right] \text{ ----- 4}$$

Sustituyendo en 4 los respectivos valores para el agua se obtiene:

$$W_b = 72649.2438 \text{ lb/Hr} * \left[\frac{0.83515 - 0.72089}{0.9996 - 0.72089} \right] = 29783.2966 \text{ lb/Hr}$$

Y por diferencia se obtiene el valor del residuo :

$$W_a = W_A + W_b = 72649.2438 \text{ lb/Hr} - 29783.2966 \text{ lb/Hr}$$

$$W_a = 42865.9472 \text{ lb/Hr}$$

Esta masa se alimentará a la columna deshidratadora TD-02.

La masa de refluo se obtiene de la siguiente manera :

$$W_b = V_n - W_{aRF}$$

$$R_{int.} = \frac{R}{V} = 0.14266$$

$$R_{ext.} = \frac{R}{D} = \frac{R_{int}}{1 - R_{int}} = \frac{0.14266}{1 - 0.14266} = 0.1664$$

$$V_n = D (1 + R_{ext}) = 29783.2966 \text{ lb/Hr} * (1 + 0.1664)$$

$$V_n = 34739.2372 \text{ lb/Hr}$$

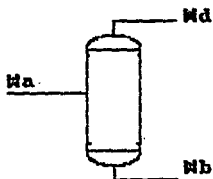
$$W_{aRF} = V_n - W_b = 34739.2372 \text{ lb/Hr} - 29783.2966 \text{ lb/Hr}$$

$$W_{aRF} = 4955.9406 \text{ lb/Hr}$$

4.1.4. BALANCE EN LA COLUMNA DESHIDRATADORA TD-02.

De igual manera para esta columna se conocen la composición de cada una de las corrientes involucradas, así como también su relación de refluo interno que es de 0.14266.

AGUA=0.72089
E.G.=0.25171
D.G.=0.02389
T.G.=0.00151



AGUA = 0.9996
E.G. = 0.0004

AGUA = 0.00018
E.G. = 0.90157
D.G. = 0.09282
T.G. = 0.00543

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

La ecuación es :

$$W_A = W_D + W_B \text{ ----- 1}$$

$$W_A X_A = W_D X_D + W_B X_B \text{ ----- 2}$$

Despejando W_B de la ecuación 1 y sustituyendo en la ecuación 2 se tiene :

$$W_A X_A = W_D X_D + (W_A - W_D) X_B \text{ ----- 3}$$

Desarrollando la ecuación 3 y despejando W_D :

$$W_D = W_A \left[\frac{X_A - X_B}{X_D - X_B} \right] \text{ ----- 4}$$

Resolviendo la ecuación 4 con los valores para el agua la masa destilada es :

$$W_D = 42865.9472 \text{ lb/Hr} * \left[\frac{0.72089 - 0.00018}{0.9996 - 0.00018} \right] = 30911.8457 \text{ lb/Hr}$$

Por diferencia la masa de monoetilenglicol TD-03 es

$$W_B = W_A + W_D = 42865.9472 \text{ lb/Hr} - 30911.8457 \text{ lb/Hr}$$

$$W_B = 11954.1015 \text{ lb/Hr}$$

La masa de reflujo es entonces :

$$R_{int.} = \frac{R}{V} = 0.12485$$

$$R_{ext.} = \frac{R}{D} = \frac{R_{int}}{1 - R_{int}} = \frac{0.12485}{1 - 0.12485} = 0.14266$$

$$V_n = D (1 + R_{ext}) = 30911.8457 \text{ lb/Hr} * (1 + 0.14266)$$

$$V_n = 35321.7296 \text{ lb/Hr}$$

La masa de reflujo es :

$$W_{REF} = V_n - W_D = 35321.7296 \text{ lb/Hr} - 30911.8457 \text{ lb/Hr}$$

$$W_{REF} = 4409.8839 \text{ lb/Hr}$$

4.1.5. BALANCE EN LA COLUMNA DE ETILENGLICOL TD-03.

La alimentación a esta columna procede del fondo de la columna deshidratadora TD-02, asimismo, también se incorpora el producto destilado de la columna purificadora de glicoles TD-04 quedando la composición de alimentación de la siguiente manera :

COMPONENTE	% PESO
AGUA	0.00017
ETILENGLICOL	90.165
DIETILENGLICOL	0.09298
TRIELENGLICOL	0.0052

Para esta columna se conoce la relación de reflujo la cual es de 0.47983.

La masa total que se alimenta se obtiene de la siguiente manera :

$$W_A + W_B = W_C \text{ ----- } 1$$

Siendo W_A la masa proveniente de la columna TD-02 y W_B la proveniente de la columna TD-04, W_C será la alimentación a la columna TD-03. La composición de la corriente proveniente de TD-04 es :

COMPONENTE	% PESO
ETILENGLICOL	0.9034
DIETILENGLICOL	0.0966

$$W_A X_A + W_B X_B = W_C X_C \text{ ----- } 2$$

Despejando W_B de la ecuación 1 y sustituyendo en la ecuación 2 se obtiene :

$$W_A X_A + (W_C - W_A) X_B = W_C X_C \text{ ----- } 3$$

Arreglando la ecuación 3 y despejando W_c

$$W_b = W_A \left[\frac{X_A - X_B}{X_C - X_B} \right] \text{-----} 4$$

Sustituyendo los valores del etilenglicol :

$$W_c = 11954.1015 \text{ lb/Hr} * \left[\frac{0.09282 - 0.0966}{0.09298 - 0.0966} \right] = 12482.4596 \text{ lb/Hr}$$

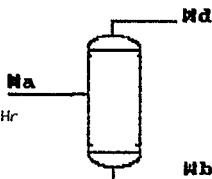
Esta es la masa que se alimenta a la columna TD-03, la masa proveniente de la columna TD-04 se determina por diferencia y es :

$$W_A = 11954.1015 \text{ lb/Hr} + 12482.4596 \text{ lb/Hr} = 528.3581 \text{ lb/Hr}$$

Esta la masa proveniente de la columna TD-04.

Puesto que se conoce la composición de todas las corrientes involucradas en esta columna la masa de cada una de ellas es :

$$\left. \begin{array}{l} \text{AGUA} = 0.00017 \\ \text{E.G.} = 0.90165 \\ \text{D.G.} = 0.09298 \\ \text{T.G.} = 0.00052 \end{array} \right\} W_A = 12482.4596 \text{ lb/Hr}$$



$$\left\{ \begin{array}{l} \text{AGUA} = 0.0002 \\ \text{E.G.} = 0.99931 \\ \text{D.G.} = 0.00049 \end{array} \right.$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{E.G.} = 0.27578 \\ \text{D.G.} = 0.68568 \\ \text{T.G.} = 0.03854 \end{array} \right.$$

$$W_A = W_b + W_c \text{-----} 5$$

$$W_A X_A = W_b X_B + W_c X_C \text{-----} 6$$

Despejando W_b de la ecuación 5 y sustituyendo en la ecuación 6 :

$$W_A X_A = (W_A - W_b) X_D + W_b X_B \text{-----} 7$$

Rearreglando la ecuación 7 y despejando W_b :

$$W_b = W_A \left[\frac{X_A - X_D}{X_B - X_D} \right] \text{-----} 8$$

Sustituyendo en la ecuación 8 los valores para el etilenglicol.

$$W_n = 12482.4576 \text{ lb/Hr} \times \left[\frac{0.70165 - 0.99931}{0.27578 - 0.99931} \right] = 11604.8465 \text{ lb/Hr}$$

Y por la diferencia se saca la masa de destilado.

$$W_d = 12482.4576 \text{ lb/Hr} - 11604.8465 \text{ lb/Hr} = 10797.6131 \text{ lb/Hr}$$

Puesto que se conoce la relación de reflujo, la masa que mandará es:

$$R_{int.} = \frac{R}{D} = 0.47983$$

$$R_{ext.} = \frac{R}{D} = \frac{R_{int}}{1 - R_{int}} = \frac{0.47983}{1 - 0.47983} = 0.9224$$

$$V_n = D(1 + R_{ext.}) = 10797.6131 \text{ lb/Hr} \times (1 + 0.47983) = 15978.6318 \text{ lb/Hr}$$

Por lo tanto la masa de reflujo es :

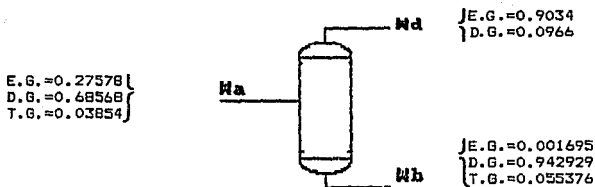
$$W_{ref} = V_n - W_d = 15978.6318 \text{ lb/Hr} - 10797.6131 \text{ lb/Hr}$$

$$W_{ref} = 5181.0187 \text{ lb/Hr}$$

4.1.6. BALANCE EN LA COLUMNA PURIFICADORA DE GLICOLAS TD-04.

En esta columna se tiene ya la masa destilada, la alimentación, la composición de las corrientes y la relación de reflujo que mantiene que es de 1.2605.

La masa del producto del fondo se obtiene por diferencia de la alimentación y el destilado.



Puesto que ya se conoce la masa de destilado, la masa de residuo se puede obtener por diferencia.

$$W_A = W_d + W_b \text{ ----- 1}$$

$$W_b = W_A - W_d = 1684.8465 \text{ lb/Hr} - 528.3581 \text{ lb/Hr}$$

$$W_b = 1156.4884 \text{ lb/Hr}$$

como se sabe de la relación de reflujo la masa de este será :

$$R_{INT} = \frac{R}{V} \text{ ----- 2}$$

$$R_{EXT} = \frac{R}{D} = \frac{R_{min}}{1-R_{min}} \text{ ----- 3}$$

$$V_n = D (1+R_{EXT}) = 528.3581 \text{ lb/Hr} * (1.2605 + 1) = 1194.3535 \text{ lb/Hr}$$

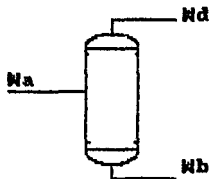
$$W_{REF} = V_n - W_d = 1194.3535 \text{ lb/Hr} - 528.3581 \text{ lb/Hr} = 665.9954 \text{ lb/Hr}$$

Esta será la masa de reflujo que se maneie.

4.1.7. BALANCE EN LA COLUMNA DE DIETILENGLICOL TD-05

Similarmente para esta columna se conocen las composiciones de las corrientes involucradas, así como también su relación de reflujo que mantiene la columna y que es de 0.45.

$$\left. \begin{array}{l} E.G. = 0.1695 \\ D.G. = 94.2929 \\ T.G. = 5.5376 \end{array} \right\}$$



$$\left. \begin{array}{l} E.G. = 0.1797 \\ D.G. = 99.2000 \\ T.G. = 0.6203 \end{array} \right\}$$

$$\left. \begin{array}{l} D.G. = 0.942929 \\ T.G. = 0.05536 \end{array} \right\}$$

Las ecuaciones son :

$$W_A = W_D + W_B \text{ ----- 1}$$

$$W_A X_A = W_D X_D + W_B X_B \text{ ----- 2}$$

Despejando W_B de la ecuación y sustituyendo en la ecuación 2 tenemos :

$$W_A X_A = (W_A - W_D) X_B + W_D X_D \text{ ----- 3}$$

Reacomodando la ecuación 3 y despejando W_D , la siguiente ecuación queda como se indica a continuación :

$$W_D = W_A \left[\frac{X_A - X_B}{X_D - X_B} \right] \text{ ----- 4}$$

Sustituyendo los valores para el dietilenglicol en la ecuación 4 la masa de producto rico en dietilenglicol es :

$$W_D = 1156.4884 \text{ lb/Hr} * \left[\frac{0.942929 - 0.125677}{0.942929 - 0.125677} \right]$$

$$W_D = 1090.9815 \text{ lb/Hr}$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Por diferencia la masa del residuo es :

$$W_b = W_a - W_d = 1156.4884 \text{ lb/Hr} - 1090.9816 \text{ lb/Hr}$$

$$W_b = 65.5068 \text{ lb/Hr}$$

Para conocer la masa reflujada se sabe que :

$$R_{\text{ext}} = \frac{R}{D} = \frac{R_{\text{min}}}{1-R_{\text{min}}} \text{ ----- } 5$$

$$V_n = D (1+R_{\text{ext}}) = 1090.9816 \text{ lb/Hr} * (1 + 0.45)$$

$$V_n = 1581.9233 \text{ lb/Hr}$$

$$R = V_n - D = 1581.9233 \text{ lb/Hr} - 1090.9816 \text{ lb/Hr}$$

$$R = 490.9417 \text{ lb/Hr}$$

4.2 BALANCE DE ENERGIA.

Como ha sido mencionado en el balance de masa , el balance de energía también será realizado sobre las bases de diseño utilizando los datos termodinámicos reportados para cada uno de los productos y empleando los valores obtenidos en el balance de masa para facilitar el trabajo realizado, individualmente, para cada equipo.

4.2.1. BALANCE EN EL PRECALENTADOR DEL REACTOR.

El fluido que maneja es el que se alimenta al reactor por lo que del balance de masa, los datos que se tienen son :

$$W = 101333.063 \text{ lb/Hr}$$

La temperatura de alimentación es : 251 °F

La temperatura de salida es : 350 °F

asimismo la composición de esta corriente es :

COMPONENTE	% PESO
AGUA	91.45
OXIDO DE ETILENO	8.5134

Para obtener la carga térmica de este equipo de la ecuación general de transferencia :

$$Q_T = \dot{w} C_p \Delta T \text{ ----- 1}$$

El calor específico de la mezcla se obtiene de la siguiente manera :

$$C_p = \sum C_{pmi} X_i \text{ ----- 2}$$

donde el C_{pmi} es el calor específico promedio obtenido con la temperatura de entrada y salida, así :

COMPONENTE	$C_p/51^\circ F$ BTU/lb \cdot F	$C_p/350^\circ F$ BTU/lb \cdot F	C_{pmi} BTU/lb \cdot F	\bar{X}_i	$C_{pmi} \bar{X}_i$ BTU/lb \cdot F
AGUA	1.009	1.012	1.0105	0.9145	0.92410
OXIDO DE ETILENO	0.795	1.200	0.9975	0.085134	0.08492
ETILENGLICOL	0.675	0.735	0.7050	0.000366	0.00026

El calor específico de la mezcla es : $\bar{C}_p = 1.00928 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F}$

La carga térmica será de la ecuación 1 :

$$Q_T = 101333.063 \text{ lb/Hr} * 1.00928 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F} * (350^\circ\text{F} - 251^\circ\text{F})$$

$$Q_T = 10125069.94 \text{ BTU/Hr}$$

El vapor que emplea es vapor saturado de 200 Psig., para conocer la masa de vapor a emplear, se emplea la siguiente ecuación :

$$Q_T = M_v \lambda_v \text{ ----- 3}$$

Y M_v es :

$$M_v = \frac{Q}{\lambda_v} \text{ ----- 4}$$

donde λ_v es el calor latente a la presión absoluta.

A la presión de 210.6 Psia el calor latente del vapor es :

$$\lambda_v = 838.984 \text{ BTU/lb}$$

Por lo tanto la masa de vapor es de la ecuación 4 :

$$M_v = \frac{10125069.94 \text{ BTU/Hr}}{838.984 \text{ BTU/lb}}$$

$$M_v = 12068.25 \text{ lb/Hr}$$

4.2.2. BALANCE EN EL REACTOR R-01.

El calor que es obtenido en este equipo será el de la reacción más el calor de alimentación.

Para el calor de alimentación se tiene:

Temperatura de alimentación 350 °F

La composición de la alimentación es:

COMPONENTE	% PESO
AGUA	91.45
OXIDO DE ETILENO	8.5134
ETILENGLICOL	0.0366

La masa alimentada es: 101333.063 lb/Hr

Tomando como referencia 77 °F para obtener el calor promedio de la mezcla se tiene:

COMPONENTE	Cp/77 °F BTU/lb °F	C 350 °F BTU/lb °F	C ρml BTU/lb °F	X i	C ρml i BTU/lb °F
AGUA	0.9145	1.012	0.94325	0.9145	0.88089
OXIDO DE ETILENO	0.2620	0.375	0.3185	0.085134	0.02711
ETILENGLICOL	0.565	0.735	0.6500	0.000366	0.00024

El calor específico de la mezcla es $\bar{C}_p = 0.90824$ BTU/lb °F

Por lo tanto el calor de alimentación es:

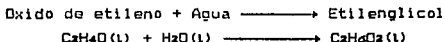
$$Q_A = 101333.063 \text{ lb/Hr} * 0.90824 \text{ BTU/lb °F} * (350 \text{ °F} - 77 \text{ °F})$$

$$Q_A = 25125484.33 \text{ BTU/Hr}$$

A este calor hay que añadir el calor de la reacción que se lleva a cabo, así pues se tiene que:

$$\Delta H_r = \Sigma \Delta H_{\text{PROD.}} - \Sigma \Delta H_{\text{REAC.}} \text{ ----- 1}$$

La reacción principal es:



Los calores de formación a 77 °F son:

$$\Delta H_f \text{ C}_2\text{H}_4\text{O(l)} = -23 \text{ Kcal/gmol}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2\text{O(l)} = -68.317 \text{ Kcal/gmol}$$

$$\Delta H_f \text{ C}_2\text{H}_6\text{O}_2\text{(l)} = -107.91 \text{ Kcal/gmol}$$

El calor de reacción de formación a 77°F son :

$$\Delta H_f = -107.91 \text{ Kcal/gmol} - (-68.317 \text{ Kcal/gmol} - 23 \text{ Kcal/gmol})$$

$$\Delta H_f = -16.593 \text{ Kcal/gmol} * 1.8 * 10 \frac{\text{Kcal gmol}}{\text{Kcal lbmol}} = -29867.4 \frac{\text{BTU}}{\text{lbmol}}$$

Multiplicando por la masa que reacciona, el calor de reacción generado es :

$$\Delta H_R = 29867.4 \frac{\text{BTU}}{\text{lbmol}} * 184.5 \frac{\text{lbmol}}{\text{Hr}}$$

A este calor hay que sumar el calor de los reactivos a la temperatura de suministro, por lo que el calor total será, de la ecuación 1:

$$\Delta H_R = -(-5510535.3 \text{ BTU/Hr}) + 25125484.33 \text{ BTU/Hr}$$

$$Q_{TOT} = \Delta H_R = 30636019.63 \text{ BTU/Hr}$$

La temperatura a la salida del reactor se puede obtener despejando de la ecuación de transferencia, teniendo 77°F como temperatura de referencia :

$$Q = \omega c_p \Delta T \text{ ----- 2}$$

Despejando T de la ecuación 2 se tiene:

$$\Delta T = T_2 - T_1 = Q / \omega c_p \text{ ----- 3}$$

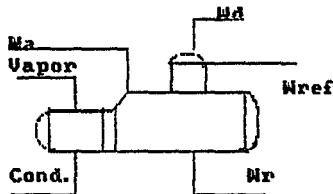
Así, T₂ de la ecuación 3 es:

$$T_2 = Q / \omega c_p + T_1 = \frac{306360019.63 \text{ BTU/Hr}}{0.90824 \text{ BTU/lb} \cdot \text{F} * 101333.063 \text{ lb/Hr}} + 77 \cdot \text{F}$$

$$T_2 = 409.87 \cdot \text{F} \approx 410 \cdot \text{F}$$

4.2.3. BALANCE EN EL EVAPORADOR DE GLICOL E-02.

En este equipo se conocen las masas, composiciones y temperaturas de suministro, recirculación, fondo y domo, por lo que el problema se limita a conocer la masa de vapor para calentar la mezcla :



Para la alimentación la masa y la temperatura son :

$$W_A = 101333.063 \text{ lb/Hr}$$

$$T_A = 410 \text{ }^\circ\text{F}$$

El calor de alimentación es :

$$Q_A = W_A C_{pA} \Delta T_A \text{ ----- 1}$$

Para conocer el calor específico de alimentación se tiene la siguiente tabla :

COMPONENTE	$C_p/10 \text{ }^\circ\text{F}$	$C_p/32 \text{ }^\circ\text{F}$	C_{pm}	\bar{X}_i	$C_{pm} \bar{X}_i$
AGUA	1.016	1.008	1.012	0.8817	0.8923
ETILENGLICOL	0.785	0.54	0.6625	0.106931	0.0708
DIETILENGLICOL	0.725	0.53	0.6275	0.010732	0.0067
TRIELENGLICOL	0.680	0.515	0.5975	0.000637	0.0004

El calor específico de la alimentación es :

$$C_{pA} = 0.9702 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F}$$

Por lo que el calor de la alimentación de la ecuación 1 es:

$$Q_A = 101333.063 \text{ lb/Hr} * 0.9702 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F} * (410\text{ }^\circ\text{F} - 32\text{ }^\circ\text{F})$$

$$Q_A = 37162441.65 \text{ BTU/Hr}$$

Similarmente para el reflujo :

$$Q_{REF} = W_{REF} C_{PREF} \Delta T_{REF} \text{ ----- } 2$$

$$W_{REF} = 4772.9875 \text{ lb/Hr}$$

El calor específico se obtiene de igual manera que C_{PA} .

COMPONENTE	$C_p/60^\circ F$	$C_p/32^\circ F$	C_{pm}	\bar{X}_i	$C_{pm} \bar{X}_i$
AGUA	1.01	1.008	1.009	0.9996	1.0086
ETILENGLICOL	0.68	0.540	0.610	0.0004	0.0002

El calor específico es :

$$C_{PREF} = 1.0088 \text{ BTU/lb}\cdot F$$

Por lo tanto el calor del reflujo de la ecuación 2 es:

$$Q_{REF} = 4772.9875 \text{ lb/Hr} * 1.0088 \text{ BTU/lb}\cdot F * (260^\circ F - 32^\circ F)$$

$$Q_{REF} = 1097817.672 \text{ BTU/Hr}$$

Para el residuo :

$$Q_R = W_R C_{PR} \Delta T_R \text{ ----- } 3$$

$$W_R = 72649.2438 \text{ lb/Hr}$$

Para el calor específico de la mezcla de la siguiente tabla se obtiene :

COMPONENTE	$C_p/64^\circ F$	$C_p/32^\circ F$	C_{pm}	\bar{X}_i	$C_{pm} \bar{X}_i$
AGUA	1.015	1.008	1.0115	0.83515	0.8448
ETILENGLICOL	0.745	0.54	0.6425	0.14869	0.0955
DIETILENGLICOL	0.695	0.53	0.6125	0.01527	0.0094
TRITILENGLICOL	0.655	0.515	0.5850	0.00089	0.0005

El calor específico es :

$$C_p = 0.9502 \text{ BTU/lb}$$

El calor del residuo, de la ecuación 3 es:

$$Q_R = 72649.2438 \text{ lb/Hr} * 0.9502 \text{ BTU/lb}\cdot F * (364^\circ F - 32^\circ F)$$

$$Q_R = 22918395.4 \text{ BTU/Hr}$$

Para el vapor en el domo :

$$W_v = 33456.8068 \text{ lb/Hr}$$

El calor está dado por :

$$Q_v = W_v H_v \text{ ----- 4}$$

La entalpía del vapor :

$$H_v = H_{v,0} = X_i + H_{v,ET} X_i \text{ ----- 5}$$

La temperatura del domo es de 360.6°F, la entalpía del vapor de agua es :

$$H_{v,0} = 1194.54 \text{ BTU/lb}$$

Para el etilenglicol su entalpía es :

$$H_{v,ET} = h_L + \lambda_{v,ET} \text{ ----- 6}$$

$$h_L = C_{p,m} \Delta T \text{ ----- 7}$$

$$C_p / 360.6^\circ\text{F} = 0.743 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F}$$

$$C_p / 32^\circ\text{F} = 0.54 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F}$$

$$C_{p,m} = 0.743 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F} + 0.54 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F} = 0.6415 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F}$$

$$h_L = 0.6415 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F} * (360.6^\circ\text{F} - 32^\circ\text{F})$$

$$h_L = 210.7969 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F}$$

$$\lambda_v = 387 \text{ BTU/lb}$$

Por lo que de la ecuación 6 se obtiene:

$$H_{v,ET} = 210.7969 \text{ BTU/lb} + 387 \text{ BTU/lb}$$

$$H_{v,ET} = 597.7969 \text{ BTU/lb}$$

La entalpía de la mezcla es de acuerdo a la ecuación 5 :

$$H_v = 1194.52 * 0.9996 + 597.7969 \text{ BTU/lb} * 0.0004$$

$$H_v = 1194.2813 \text{ BTU/lb}$$

El calor del vapor del domo obtenido de la ecuación 4 es:

$$Q_v = 33456.8068 \text{ lb/Hr} * 1194.2813 \text{ BTU/lb}$$

$$Q_v = 39956838.71 \text{ BTU/Hr}$$

Para este equipo el balance total para obtener el calor requerido se resume a :

$$Q_{REQ} = Q_V + Q_A - Q_A - Q_{REF} \text{ ----- } 8$$

$$Q_{REQ} = 39956838.71 \text{ BTU/Hr} + 22918395.4 \text{ BTU/Hr} - 37162441.65 \text{ BTU/Hr} -$$

$$- 1097817.67 \text{ BTU/Hr}$$

$$Q_{REQ} = 24614974.79 \text{ BTU/Hr}$$

La masa de vapor requerido para suministrar este calor es :

$$Q_{REQ} = M_V \lambda_V \text{ ----- } 9$$

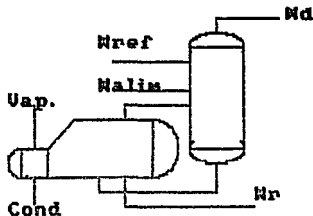
El vapor empleado es de 210.6 Psia, por lo tanto:

$$\lambda_V = 838.984 \text{ BTU/lb}$$

$$M_V = Q_{REQ} / \lambda_V = \frac{24614974.79 \text{ BTU/Hr}}{838.984 \text{ BTU/lb}}$$

$$M_V = 29339.027 \text{ lb/Hr}$$

4.2.4. BALANCE EN LA COLUMNA CONCENTRADORA TD-01.



Las condiciones térmicas de esta columna son conocidas por lo que se puede conocer la masa de vapor empleada en el rehervidor.

El balance de calor para el vapor requerido es :

$$Q_{REQ} = Q_{VAP} + Q_{RES} - Q_{ALIM} - Q_{REF} \text{ ----- } 1$$

Para el calor de alimentación Q_{ALIM} este es el que suministrado por el residuo de el evaporador de glicoles E-02 y es :

$$Q_{ALIM} = 22918395.4 \text{ BTU/Hr}$$

Para el calor del reflujo Q_{REF} se obtiene de la siguiente manera :

$$Q = W_{REF} C_{PREF} \Delta T_{REF} \text{ ----- } 2$$

La temperatura del reflujo es la proveniente del tanque de agua desmineralizada :

$$T = 260^{\circ}F .$$

El calor específico es el mismo que el obtenido en el evaporador de glicoles E-02 y es de 1

$$C_{PREF} = 1.0088 \text{ BTU/lb}\cdot F$$

La masa es la obtenida en el balance de materia :

$$W_{REF} = 4955.9406 \text{ lb/Hr}$$

El calor , sustituyendo en la ecuación 2 es:

$$Q_{REF} = 4955.9406 \text{ lb/Hr} * 1.0088 \text{ BTU/lb}\cdot F (260^{\circ}F - 32^{\circ}F)$$

$$Q_{REF} = 1139898.06 \text{ BTU/Hr}$$

Balance de calor para el residuo Q_{RES} .

Este es :

$$Q_{RES} = W_{RES} C_{PRES} \Delta T_{RES} \text{ ----- } 3$$

La temperatura del fondo de la columna es de $332^{\circ}F$.

La masa de residuo es :

$$W_{RES} = 42865.9472 \text{ lb/Hr}$$

Para obtener el calor específico de la mezcla se tiene la siguiente tabla :

COMPONENTE	$C_p/332^{\circ}F$	$C_p/32^{\circ}F$	C_{pmi}	X_i	$C_{pmi}X_i$
AGUA	1.011	1.008	1.0095	0.720889	0.7277
ETILENGLICOL	0.725	0.54	0.6325	0.25171	0.1592
DIETILENGLICOL	0.68	0.53	0.605	0.02589	0.0157
TRIEILENGLICOL	0.644	0.515	0.5795	0.00151	0.0009

El calor de la mezcla es :

$$Cp = 0.9035 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F}$$

El calor del residuo es de la ecuación 3 :

$$Q_{RES} = 42865.7472 \text{ lb/Hr} * 0.9035 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F} (332\cdot\text{F} - 32\cdot\text{F})$$

$$Q_{RES} = 11618814.98 \text{ BTU/Hr}$$

Para obtener el calor del vapor en el domo de la columna se tienen que obtener las propiedades de la mezcla :

La composición en el domo, del balance de materia y la masa son :

COMPONENTE

Y_i

AGUA

0.9996

$W_{VAP} = 34739.2372 \text{ lb/Hr}$

ETILENGLICOL

0.0004

El calor esta dado por $Q_{VAP} = H_m W_{VAP}$ ----- 4

$$\text{Así } Q_{VAP} = \underbrace{H_{VAP}}_{H_2O} X_{H_2O} + \underbrace{H_{VAP}}_{ETI} X_{ETI}$$

La temperatura en el domo es : $T = 324.8\cdot\text{F}$

$$\frac{H_{VAP}}{H_2O} / T = 324.8\cdot\text{C}\cdot\text{F} = 1186.4 \text{ BTU/lb}$$

$$H_{VAP} = \lambda_{VAP} + \eta_{LIG}$$

ETI

$$\lambda_{VAP} = 399.6 \text{ BTU/lb}$$

$$H_{LIG} = C_{pmi} \Delta T$$

$$C_p / 32\cdot\text{F} = 0.54 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F}$$

$$C_p / 324.8\cdot\text{F} = 0.72 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F}$$

$$C_{pmi} = 0.63 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F}$$

$$H_{LIG} = 0.63 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F} * (324.8\cdot\text{F} - 32\cdot\text{F})$$

$$H_{LIG} = 184.64 \text{ BTU/lb}$$

$$H_m = 1186.4 \text{ BTU/lb} * 0.9996 + 184.64 \text{ BTU/lb} * 0.0004$$

$$H_m = 1186 \text{ BTU/lb}$$

El calor, por lo tanto es de la ecuación 4 :

$$Q_{VAP} = 1186 \text{ BTU/lb} * 34739.2372 \text{ lb/Hr}$$

$$Q_{VAP} = 41200735.31 \text{ BTU/Hr}$$

El calor requerido será sustituyendo valores en la ecuación 1 :

$$Q_{REQ} = 41200735.31 \text{ BTU/Hr} + 11618814.98 \text{ BTU/Hr} - 22918395.4 \text{ BTU/Hr} - 1139898.06 \text{ BTU/Hr}$$
$$Q_{REQ} = 28761256.83 \text{ BTU/Hr}$$

La masa de vapor requerido para suministrar este calor se obtiene de :

$$M_{VAP} = Q_{REQ} / \lambda_{VAP} \text{ ----- } 5$$

Este calor es suministrado por la corriente del domo del evaporador flasher, así pues el calor latente de esta corriente es :

$$\lambda_{VAP} = \lambda_{VAP} X_{H2O} + \lambda_{VAP} X_{ETI} \text{ ----- } 6$$

La composición y el calor es :

COMPONENTE	$\lambda/360.6^{\circ}\text{F}$	X_i	$\lambda_i X_i$
AGUA	861.69	0.9996	861.3453
ETILENGLICOL	387	0.0004	0.1548

El calor latente es por lo tanto :

$$\lambda_{VAP} = 861.5 \text{ BTU/lb}$$

La masa requerida de acuerdo a la ecuación 5 es :

$$M_{VAP} = \frac{28761256.83 \text{ BTU/Hr}}{261.5 \text{ BTU/lb}}$$

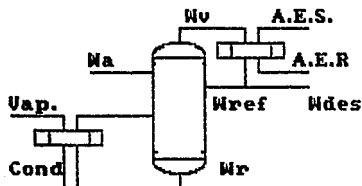
$$M_{VAP} = 33385.09 \text{ lb/Hr}$$

Está, la masa requerida, sin embargo se dispone de una masa de 33456.8068 lb/Hr por lo que el calor disponible es de :

$$Q_{DIS} = 33456.8068 \text{ lb/Hr} * 861.5 \text{ BTU/lb}$$

$$Q_{DIS} = 28823039 \text{ BTU/lb}$$

4.2.5. BALANCE TERMICO EN LA COLUMNA DESHIDRATADORA TD-02.



Las masas de las distintas corrientes son conocidas así como las condiciones de temperatura y composición de las mismas. El balance térmico se realizará para conocer los requerimientos de vapor en el hervidor y la masa de agua de enfriamiento en el condensador. El balance para el condensador esta dado por :

$$Q_{COND} = Q_v - Q_{REF} - Q_{DES} \text{ ----- } 1$$

y para el hervidor el calor requerido es :

$$Q_{REQ} = Q_{DES} + Q_{REF} + Q_{COND} - Q_A \text{ ----- } 2$$

El calor del domo Q_v se obtiene de la siguiente manera :

$$Q_v = H_m W_{VAP} \text{ ----- } 3$$

La masa es :

$$W_{VAP} = 35321.7296 \text{ lb/Hr}$$

La temperatura en el domo es de : 121°F

El procedimiento para obtener la entalpía de la mezcla será similar al realizado para la columna TD-01.

COMPONENTE	X_i
AGUA	0.9996
ETILENGLICOL	0.0004

Para el agua la entalpía del vapor es :

$$H_{VAP} = 1114.0968 \text{ BTU/lb}$$

Para el etilenglicol la entalpía del vapor dada por :

$$H_{VAP} = \lambda_{VAP} + h_{Liq} \text{ ----- } 4$$

$$\lambda_{VAP} = 477.9 \text{ BTU/lb}$$

$$h_{Liq} = C_{pm} \Delta T \text{ ----- } 5$$

$$C_p = 0.54 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F}$$

$$\Delta T = 32^\circ\text{F}$$

$$C_{pm} = 0.567 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F}$$

$$C_p = 0.594 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F}$$

$$\Delta T = 121^\circ\text{F}$$

$$h_{Liq} = 0.567 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F} * (121^\circ\text{F} - 32^\circ\text{F})$$

$$h_{Liq} = 50.463 \text{ BTU/lb}$$

$$H_{VAP} = 477.9 \text{ BTU/lb} + 50.463 \text{ BTU/lb}$$

ETI

$$H_{VAP} = 528.363 \text{ BTU/lb}$$

ETI

La entalpía de vapor de la mezcla es :

$$H_m = H_{H_2O} X_{H_2O} + H_{ETI} X_{ETI} \text{ ----- } 6$$

$$= 1114.0968 \text{ BTU/lb} * 0.9996 + 528.363 \text{ BTU/lb} * 0.0004$$

$$H_m = 1113.8625 \text{ BTU/lb}$$

El calor en el domo es , por lo tanto, de la ecuación 3 :

$$Q_v = 1113.8625 \text{ BTU/lb} * 35321.7296 \text{ lb/Hr}$$

$$Q_v = 39343550 \text{ BTU/Hr}$$

Para el calor en el reflujo Q_{REF} se tiene :

$$Q_{REF} = W_{REF} C_{pREF} \Delta T_{REF} \text{ ----- } 7$$

La masa del reflujo es :

$$W_{REF} = 4409.8839 \text{ lb/Hr}$$

La temperatura del condensado es :

$$T = 121^\circ\text{F}$$

El calor específico es obtenido de la siguiente tabla :

COMPONENTE	$C_p/32^\circ F$	$C_p/121^\circ F$	C_{pm}	X_i	$C_{pm}X_i$
AGUA	1.008	0.99915	1.0036	0.9996	1.0032
ETILENGLICOL	0.54	0.594	0.567	0.0001	0.0002

El calor específico de la mezcla es :

$$C_{pm} = 1.0034 \text{ BTU/lb}\cdot F$$

El calor del reflujo es de la ecuación 7 :

$$Q_{REF} = 4409.8839 \text{ lb/Hr} * 1.0034 \text{ BTU/lb}\cdot F * (121^\circ F - 32^\circ F)$$

$$Q_{REF} = 3938814.1 \text{ BTU/Hr}$$

El calor del producto destilado Q_{DES} esta dado por :

$$Q_{DES} = W_{DES} C_{pDES} \Delta T_{DES} \text{ ----- } 8$$

El calor específico y la temperatura son los mismos que para el reflujo, la masa es de :

$$W_{DES} = 30911.8457 \text{ lb/Hr}$$

El calor del destilado es de la ecuación 8 :

$$Q_{DES} = 30911.8457 \text{ lb/Hr} * 1.0034 \text{ BTU/lb}\cdot F * (121^\circ F - 32^\circ F)$$

$$Q_{DES} = 2760508.2 \text{ BTU/Hr}$$

El calor de alimentación Q_A es el correspondiente al residuo de la columna TD-01 por lo que :

$$Q_A = 11618814.98 \text{ BTU/Hr}$$

El calor del residuo Q_{RES} esta dado por :

$$Q_{RES} = W_{RES} C_{pRES} \Delta T_{RES} \text{ ----- } 9$$

La masa del residuo :

$$W_{RES} = 11954.1015 \text{ lb/Hr}$$

La temperatura es :

$$T = 298.4^\circ F$$

El calor específico se obtiene de la siguiente manera :

COMPONENTE.	$C_p/32^\circ F$	$C_p/298^\circ F$	C_{pm}	X_i	$C_{pm}X_i$
AGUA	1.008	1.01	1.009	0.00018	0.0002
ETILENGLICOL	0.54	0.705	0.6225	0.90157	0.5612
DIETILENGLICOL	0.53	0.663	0.5965	0.09282	0.0552
TRIETILENGLICOL	0.515	0.63	0.5725	0.00543	0.0031

El calor específico de la mezcla es :

$$C_{pm} = 0.6197 \text{ BTU/lb}\cdot F$$

El calor del residuo, sustituyendo valores en 9 es :

$$Q_{RES} = 11954.1015 \text{ lb/Hr} * 0.6197 \text{ BTU/lb}\cdot F * (298.4^\circ F - 32^\circ F)$$

$$Q_{RES} = 1973479.66 \text{ BTU/Hr}$$

El calor en el condensador, obtenido con la ecuación 1 es :

$$Q_{COND} = 39343550 \text{ BTU/Hr} - 393814.1 \text{ BTU/Hr} - 2760568.2 \text{ BTU/Hr}$$

$$Q_{COND} = 36189167.7 \text{ BTU/Hr}$$

Con este calor a remover la masa de agua a emplear sería :

$$M_{H_2O} = Q_{COND} / C_{pm} \Delta T \text{ ----- 10}$$

La temperatura de suministro y retorno del agua es :

$$T_{SUM} = 72^\circ F$$

$$T_{RET} = 100^\circ F$$

Los calores específicos a estas temperaturas son :

$$C_p/72^\circ F = 0.99921 \text{ BTU/lb}\cdot F$$

$$C_p/100^\circ F = 0.99864 \text{ BTU/lb}\cdot F$$

El calor específico medio es :

$$C_p = 0.9989 \text{ BTU/lb}\cdot F$$

Por lo tanto , de la ecuación 10 se obtiene que :

$$M_{H_2O} = \frac{36189167.7 \text{ BTU/Hr}}{0.9989 \text{ BTU/lb}\cdot F * (100^\circ F - 72^\circ F)}$$

$$M_{H_2O} = 1293693.56 \text{ lb/Hr}$$

El calor en el rehervidor obtenido con la ecuación 2 es :

$$Q_{REQ} = 2760508.2 \text{ BTU/Hr} + 1973479.66 \text{ BTU/Hr} + 36189167.7 \text{ BTU/Hr} - 11618814.98 \text{ BTU/Hr}$$

El vapor suministrado para generar este calor será :

$$M_{VAP} = Q_{REQ} / \lambda_{VAP} \text{ ----- 11}$$

El vapor es suministrado por la corriente del domo de la torre TD-01. La composición de la corriente de vapor, su temperatura y su calor latente son :

COMPOSICION	Xi	T	λ_i	$\lambda_i X_i$
AGUA	0.9996	324.8	891.16	890.8
ETILENGLICOL	0.0004	324.8	399.6	0.1598

El calor latente es :

$$\lambda_{VAP} = 890.96 \text{ BTU/Hr}$$

La masa de vapor requerida será de la ecuación 11 :

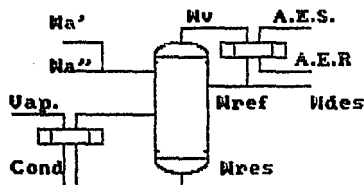
$$M_v = \frac{29304340.58 \text{ BTU/Hr}}{890.96 \text{ BTU/lb}}$$

$$M_v = 32890.75 \text{ lb/Hr}$$

Esta es la masa de vapor requerida para suministrar el calor al rehervidor, sin embargo la masa de que se dispone, de acuerdo al balance, :

$$M_v = 34739.2372 \text{ lb/Hr}$$

4.2.6. BALANCE TERMICO EN LA COLUMNA DE ETILENGLICOL TD-03.



El balance en esta columna consiste igualmente para obtener los consumos de agua de enfriamiento y vapor de calentamiento. El balance de calor para el condensador es :

$$Q_{COND} = Q_v - Q_{DES} - Q_{REF} \quad \text{----- 1}$$

y para el reboilador el balance general es :

$$Q_{REB} = Q_{COND} + Q_{DES} + Q_{RES} - Q_A \quad \text{----- 2}$$

Puesto que se conocen las condiciones de flujo, temperatura y composición en esta columna se tiene que :

Para el calor de alimentación Q_A es el resultado de los calores de $Q_{A'}$ y $Q_{A''}$.

$$Q_A = Q_{A'} + Q_{A''} \quad \text{----- 3}$$

El calor $Q_{A''}$ es el mismo que el residuo de la columna TD-02, puesto que esta corriente sirve de alimentación para la nueva columna.

$$Q_{A''} = 1973479.66 \text{ BTU/Hr}$$

El calor $Q_{A'}$ es el procedente de la columna TD-04, el calor de esta corriente es :

$$Q_{A'} = W_A C_{PA} \Delta T_{A'} \quad \text{----- 4}$$

La masa es $W_A = 528.3581 \text{ lb/Hr}$ y su temperatura es de $T = 120^\circ\text{F}$

El calor específico de esta corriente se obtiene de la siguiente manera :

	X_i	$C_p/120^\circ F$	$C_p/32^\circ F$	C_{pmi}	$C_{pmi} X_i$
ETILENGLICOL	0.9034	0.593	0.54	0.5665	0.5118
DIETILENGLICOL	0.0966	0.574	0.53	0.552	0.0533

El calor específico de la mezcla es :

$$C_p = 0.5651 \text{ BTU/lbHr}$$

Por lo que el calor de la mezcla es de la ecuación 4 :

$$Q_A = 528.3581 \text{ lb/Hr} * 0.5651 \text{ BTU/lbHr} * (120^\circ F - 32^\circ)$$

$$Q_A = 26274.61 \text{ BTU/Hr}$$

Por lo que el calor de alimentación será de la ecuación 3 :

$$Q_A = 1973479.66 \text{ BTU/Hr} + 26274.61 \text{ BTU/Hr}$$

$$Q_A = 1999754.27 \text{ BTU/Hr}$$

Para el domo el calor del vapor $Q_v = W_v H_v$ ----- 5

La masa es $W_v = 15978.6318 \text{ lb/Hr}$

La temperatura del domo es de $T = 228.2^\circ F$

La composición en el domo es :

COMPONENTE	λ_i
AGUA	0.0002
ETILENGLICOL	0.99931
TRITILENGLICOL	0.00049

Para el agua la entalpía de vapor es :

$$H_{vAP} = 1156.37 \text{ BTU/lb}$$

1120

Para obtener la entalpía de vapor del etilenglicol y dietilenglicol se tiene de la siguiente tabla :

COMPONENTE	$\lambda/228.2^{\circ}\text{F}$	$C_p/228.2^{\circ}\text{F}$	$C_p/32^{\circ}\text{F}$	C_{pm}
ETILENGLICOL	430.2	0.66	0.54	0.6
DIETILENGLICOL	334.8	0.628	0.53	0.579

La entalpía de la mezcla esta dada por :

$$\begin{aligned}
 H_v &= H_{vE2O}X_{E2O} + (\lambda_{E2G} + C_{pE2G} \Delta T_{E2G})X_{E2G} + (\lambda_{D2G} + C_{pD2G} \Delta T_{D2G})X_{D2G} \\
 &= 1156.37 \text{ BTU/lb} * 0.0002 + (430.2 \text{ BTU/lb} + 0.6 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F} * \\
 &\quad (228.2^{\circ}\text{F} - 32^{\circ}\text{F})) * 0.99931 + (334.8 \text{ BTU/lb} + 0.579 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F} * \\
 &\quad (228.2^{\circ}\text{F} - 32^{\circ}\text{F})) * 0.00049
 \end{aligned}$$

$$H_v = 548 \text{ BTU/Hr}$$

El calor del vapor en el domo es, por lo tanto :

$$Q_v = 15978.6318 \text{ lb/Hr} * 548 \text{ BTU/lb}$$

$$Q_v = 8756290.23 \text{ BTU/Hr}$$

Para el calor del residuo Q_{RES} se tiene lo siguiente :

$$\text{La masa } W_{RES} = 1684.8465 \text{ lb/Hr, su temperatura es de } T_{RES} = 306.2^{\circ}\text{F}$$

El calor específico de la mezcla del fondo es :

COMPONENTE	X_i	$C_p/306.2^{\circ}\text{F}$	$C_p/32^{\circ}\text{F}$	C_{pm}	$C_{pm}X_i$
ETILENGLICOL	0.27578	0.71	0.54	0.625	0.1724
DIETILENGLICOL	0.68568	0.666	0.53	0.598	0.4100
TRITILENGLICOL	0.03854	0.632	0.515	0.5735	0.0221

El calor específico de la mezcla es :

$$C_{pRES} = 0.6045 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}$$

Y el calor del residuo es entonces :

$$Q_{RES} = 1684.8465 \text{ lb/Hr} * 0.6045 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F} (306.2^{\circ}\text{F} - 32^{\circ}\text{F})$$

$$Q_{RES} = 279269.89 \text{ BTU/Hr}$$

El calor del refluo Q_{REF} es :

$$Q_{REF} = W_{REF} C_{pREF} \Delta T_{REF} \text{ ----- } 7$$

La masa y la temperatura de esta corriente son :

$$W_{REF} = 5181.0187 \text{ lb/Hr}$$

$$T_{REF} = 140^{\circ}\text{F}$$

El calor específico de esta corriente es :

COMPONENTE	X_i	$C_p/140^{\circ}\text{F}$	$C_p/32^{\circ}\text{F}$	C_{pmi}	$C_{pmi}X_i$
AGUA	0.0002	1.000	1.008	1.004	0.0002
ETILENGLICOL	0.99931	0.605	0.54	0.5725	0.5721
DIETILENGLICOL	0.00049	0.585	0.53	0.5575	0.0003

El calor de la mezcla es :

$$C_{pMEZ} = 0.5726 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}$$

Y el calor es de la ecuación 7 :

$$Q_{REF} = 5181.0187 \text{ lb/Hr} * 0.5726 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F} * (140^{\circ}\text{F} - 32^{\circ}\text{F})$$

$$Q_{REF} = 320398.34 \text{ BTU/Hr}$$

Para el calor del destilado Q_{DES} , se tiene :

$$Q_{DES} = W_{DES} C_{pDES} \Delta T_{DES} \text{ ----- } 8$$

La masa destilada es :

$$W_{DES} = 10797.6131 \text{ lb/Hr}$$

El calor específico y la temperatura son las mismas que las del reflujo por lo que :

$$C_{pDES} = 0.5726 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}$$

Por lo que el calor obtenido, según la ecuación 8 es :

$$Q_{DES} = 10797.6131 \text{ lb/Hr} * 0.5726 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F} * (140^{\circ}\text{F} - 32^{\circ}\text{F})$$

$$Q_{DES} = 667733 \text{ BTU/Hr}$$

El balance del calor en condensador será, de la ecuación 1 :

$$Q_{COND} = 8756230.23 \text{ BTU/Hr} - 667733 \text{ BTU/Hr} - 320398.34 \text{ BTU/Hr}$$

$$Q_{COND} = 7768158.89 \text{ BTU/Hr}$$

La masa de agua de enfriamiento requerida para lograr la condensación es :

$$M_{W20} = C_{COND} / C_{PW20} \Delta T_{W20} \text{ ----- } 9$$

El calor específico y las temperaturas de suministro y retorno del agua de enfriamiento son las mismas que se presentan en la columna TD-02 por lo tanto, sustituyendo valores se obtiene :

$$C_{PW20} = 0.9989 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F}$$

$$T_{W20} = 72\cdot\text{F}$$

$$T_{W20} = 100\cdot\text{F}$$

$$M_{W20} = \frac{7768158.89 \text{ BTU/Hr}}{0.9989 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F} * (100\cdot\text{F} - 72\cdot\text{F})}$$

$$M_{W20} = 277739.76 \text{ lb/Hr}$$

El balance de calor en el hervidor es , de la ecuación 2 :

$$Q_{REQ} = 7768158.89 \text{ BTU/Hr} + 667733 \text{ BTU/Hr} + 279269.89 \text{ BTU/Hr} - 1999754.27 \text{ BTU/Hr}$$

$$Q_{REQ} = 6715407.51 \text{ BTU/Hr}$$

La masa de vapor requerida para suministrar este calor es :

$$M_{VAP} = Q_{REQ} / \lambda_{VAP} \text{ ----- } 10$$

El vapor a emplear es de 210.6 Psia y su calor de vaporización es :

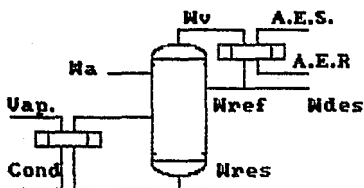
$$\lambda_{VAP} = 838.984 \text{ BTU/lb}$$

Y la masa de vapor es por lo tanto :

$$M_{VAP} = \frac{6715407.51 \text{ BTU/Hr}}{838.984 \text{ BTU/lb}}$$

$$M_{VAP} = 8004.21 \text{ lb/Hr}$$

4.2.7. BALANCE TERMICO EN LA COLUMNA PURIFICADORA DE GLICOLIS TD-04.



Al igual que las columnas anteriores, las características de flujo, composición y temperatura son conocidas por lo que los balances para conocer los requerimientos de vapor en el rehervidor y de agua de enfriamiento para el condensador son :

$$Q_{COND} = Q_v - Q_{DES} - Q_{REF} \text{ ----- } 1$$

$$Q_{VAP} = Q_{COND} + Q_{DES} + Q_{REF} - Q_A \text{ ----- } 2$$

Para el calor en el vapor del doma Q_v :

$$Q_v = W_v H_v \text{ ----- } 3$$

La temperatura en el domo es :

$$T = 200^\circ F$$

La masa del vapor es :

$$W_v = 1194.3535 \text{ lb/Hr}$$

La entalpía del vapor se obtiene de la siguiente manera :

$$H_v = \sum (X_i + C_p \Delta T_i) X_i \text{ ----- } 4$$

COMPONENTE	X_i	$\lambda/200^\circ F$	$C_p/200^\circ F$	$C_p/32^\circ F$	C_{pmi}	$C_{pmi} \Delta T_i$
ETILENGLICOL	0.9034	439.2	0.643	0.54	0.5915	99.372
DIETILENGLICOL	0.0966	342	0.615	0.53	0.5725	96.18

$H_v = (439.2 \text{ BTU/lb} + 99.372 \text{ BTU/lb}) * 0.9034 + (342 \text{ BTU/lb} + 96.18) * 0.0966$
 $H_v = 528.8741 \text{ BTU/lb}$

Por lo que el calor en el domo es obtenido con la ecuación 3 :

$Q_v = 1194.3535 \text{ lb/Hr} * 528.8741 \text{ BTU/lb}$

$Q_v = 631662.63 \text{ BTU/Hr}$

Para el calor del residuo Q_{res} es :

$Q_{res} = W_{res} C_{p, res} \Delta T_{res} \text{ ----- } 5$

La masa y temperatura del residuo son :

$W_{res} = 1156.4884 \text{ lb/Hr}$

$T_{res} = 348^\circ\text{F}$

El calor específico de esta corriente será :

COMPONENTE	x_i	$C_p/348^\circ\text{F}$	$C_p/32^\circ\text{F}$	C_{pmi}	$C_{pmi}x_i$
ETILENGLICOL	0.001695	0.735	0.54	0.6375	0.0011
DIETILENGLICOL	0.942929	0.686	0.53	0.608	0.5733
TRITILENGLICOL	0.055376	0.65	0.515	0.5825	0.0323

El calor específico de la mezcla es :

$C_p = 0.6067 \text{ BTU/lb}\cdot^\circ\text{F}$

El calor de la corriente es por lo tanto :

$Q_{res} = 1156.4884 \text{ lb/Hr} * 0.6067 \text{ BTU/lb}\cdot^\circ\text{F} * (348^\circ\text{F} - 32^\circ\text{F})$

$Q_{res} = 221718.72 \text{ BTU/Hr}$

El calor de la corriente de alimentación Q_A es el mismo que tiene el residuo de la columna TD-03 por lo tanto :

$Q_A = 279269.89 \text{ BTU/Hr}$

El calor del destilado Q_{des} es el mismo que se tiene en la corriente Q_A de la columna TD-03, puesto que este destilado se manda totalmente a esta columna por lo tanto :

$Q_{des} = 26274.61 \text{ BTU/HR}$

Para el calor del reflujo Q_{REF} :

$$Q_{REF} = W_{REF} C_{PREF} \Delta T_{REF} \text{-----} 6$$

El calor específico es el mismo que el del destilado, así :

$$C_{PREF} = 0.5651 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F}$$

La masa y la temperatura son :

$$W_{REF} = 665.9954 \text{ lb/Hr}$$

$$T_{REF} = 120\cdot\text{F}$$

Por lo que el calor de esta corriente será

$$Q_{REF} = 665.9954 \text{ lb/Hr} * 0.5651 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F} * (120\cdot\text{F} - 32\cdot\text{F})$$

$$Q_{REF} = 33119.15 \text{ BTU/Hr}$$

El balance de calor en el condensador es , de la ecuación 1 :

$$Q_{COND} = 631662.63 \text{ BTU/HR} - 26274.61 \text{ BTU/HR} - 33119.15 \text{ BTU/HR}$$

$$Q_{COND} = 572269.48 \text{ BTU/HR}$$

La masa de agua de enfriamiento requerida será :

$$M_{H2O} = Q_{COND}/C_{PH2O} \Delta T_{H2O} \text{-----} 7$$

Las condiciones de temperatura del agua y el calor específico son las mismas que se han manejado anteriormente, así :

$$C_{PH2O} = 0.9989 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F}$$

$$T_{SUM} = 72\cdot\text{F}$$

$$T_{REF} = 100\cdot\text{F}$$

$$M_{H2O} = \frac{572269.48 \text{ BTU/HR}}{0.9989 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F} * (100\cdot\text{F} - 72\cdot\text{F})}$$

$$M_{H2O} = 20460.7 \text{ lb/Hr}$$

Para el rehedidor se tiene de la ecuación 2 :

$$Q_{REQ} = 572269.48 \text{ BTU/HR} + 26274.61 \text{ BTU/HR} + 221718.72 \text{ BTU/HR} - 279269.89 \text{ BTU/HR}$$

$$Q_{REQ} = 540992.92 \text{ BTU/HR}$$

La masa de vapor de 200 Psig a emplear para suministrar este calor es :

$$M_{VAP} = Q_{REQ} / \lambda_{VAP} \text{ ----- } 8$$

El calor latente del vapor es :

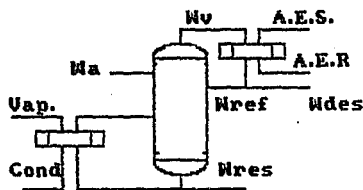
$$\lambda_{VAP} = 838.984 \text{ BTU/lb}$$

Y la masa de vapor es entonces :

$$M_{VAP} = \frac{540992.92 \text{ BTU/Hr}}{838.984 \text{ BTU/lb}}$$

$$M_{VAP} = 644.82 \text{ lb/Hr}$$

4.2.B. BALANCE TERMICO EN LA COLUMNA DE DIETILENGLICOL TD-05.



Similarmente para esta columna los balances en el condensador y el rehervidor son :

$$Q_{COND} = Q_v - Q_{DES} - Q_{REF} \text{ ----- } 1$$

$$Q_{REQ} = Q_{COND} + Q_{RES} + Q_{DES} - Q_A \text{ ----- } 2$$

Para el calor del vapor Q_v en el domo se sabe :

Masa de vapor $W_v = 1581.9233 \text{ lb/Hr}$

Temperatura en el domo $T = 272^\circ\text{F}$

El calor de la corriente esta dado por :

$$Q_v = W_v \cdot H_v \text{ ----- } 3$$

La entalpía del vapor, a su vez, esta dado por :

$$H_v = \sum (\lambda_i + C_{pi} \Delta T_i) X_i \text{ ----- 4}$$

COMPONENTE	X _i	λ/272°F	C _p /272°F	C _p /32°F	C _p mi	C _p ΔT _{mi}
ETILENGLICOL	0.001727	417.6	0.688	0.54	0.614	147.36
DIETILENGLICOL	0.99200	324	0.65	0.53	0.59	141.6
TRIETILENGLICOL	0.006203	234	0.617	0.515	0.566	135.84

$$H_v = (417.6 \text{ BTU/lb} + 147.36 \text{ BTU/lb}) * 0.001727 + (324 \text{ BTU/lb} + 141.6 \text{ BTU/lb})$$

$$* 0.992 + (234 \text{ BTU/lb} + 135.84 \text{ BTU/lb}) * 0.006203$$
$$H_v = 465.145 \text{ BTU/lb}$$

El calor del vapor obtenido con la ecuación 3 es :

$$Q_v = 1581.9233 \text{ lb/Hr} * 465.145 \text{ BTU/lb}$$

$$Q_v = 735823.71 \text{ BTU/Hr}$$

El calor del residuo Q_{res} se obtiene de :

$$Q_{res} = W_{res} C_{p_{res}} \Delta T_{res} \text{ ----- 5}$$

La masa y la temperatura de la corriente son :

$$W_{res} = 65.5068 \text{ lb/Hr}$$

$$T_{res} = 370^\circ\text{F}$$

COMPONENTE	X _i	C _p /370°F	C _p /32°F	C _p mi	C _p miX _i
DIETILENGLICOL	0.125677	0.698	0.53	0.614	0.0772
TRIETILENGLICOL	0.874323	0.66	0.515	0.5875	0.5137

El calor específico es :

$$C_{p_{res}} = 0.5909 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F}$$

El calor del residuo , sustituyendo en la ecuación 5 es :

$$Q_{res} = 65.5068 \text{ lb/Hr} * 0.5909 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F} * (370^\circ\text{F} - 32^\circ\text{F})$$

$$Q_{res} = 13083.29 \text{ BTU/Hr}$$

El calor de alimentación Q_A es el que se obtuvo en la corriente de residuo de la columna TD-04.

$$Q_A = 221718.72 \text{ BTU/Hr}$$

Para el calor del destilado Q_{DES} es :

$$Q_{DES} = W_{DES} C_{PDES} \Delta T_{DES} \text{ ----- 6}$$

La masa y la temperatura del destilado son :

$$W_{DES} = 1090.9816 \text{ lb/Hr}$$

La masa y la temperatura del destilado son :

$$W_{DES} = 1090.9816 \text{ lb/Hr}$$

$$T_{DES} = 120^{\circ}\text{F}$$

El calor específico de la mezcla a esta temperatura es :

COMPONENTE	Xi	Cp/120°F	Cp/32°F	Cpmi	CpmiXi
ETILENGLICOL	0.001797	0.593	0.54	0.5665	0.0010
DIETILENGLICOL	0.992	0.574	0.53	0.5445	0.5401
TRIEILENGLICOL	0.006203	0.55	0.515	0.5325	0.0033

El calor específico es :

$$C_{PDES} = 0.5444 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F}$$

El calor de la mezcla será, de la ecuación 6 :

$$Q_{DES} = 1090.9816 \text{ lb/Hr} * 0.5444 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F} * (120^{\circ}\text{F} - 32^{\circ}\text{F})$$

$$Q_{DES} = 52265.87 \text{ BTU/Hr}$$

El calor del reflujo Q_{REF} es :

$$Q_{REF} = W_{REF} C_{PREF} \Delta T_{REF} \text{ ----- 7}$$

El calor específico es el mismo que en el destilado :

$$C_{PREF} = 0.5444 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F}$$

La masa y la temperatura son :

$$W_{REF} = 490.9417 \text{ lb/Hr}$$

$$T_{REF} = 120^{\circ}\text{F}$$

El calor del reflujo es de la ecuación 7 :

$$Q_{REF} = 490.9417 \text{ lb/Hr} * 0.5444 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F} * (120\cdot\text{F} - 32\cdot\text{F})$$

$$Q_{REF} = 23519.64 \text{ BTU/Hr}$$

El balance de calor para el condensador es de la ecuación 1 :

$$Q_{COND} = 735823.71 \text{ BTU/Hr} - 52265.87 \text{ BTU/Hr} - 23519.64 \text{ BTU/Hr}$$

$$Q_{COND} = 660038.2 \text{ BTU/Hr}$$

La masa de agua de enfriamiento será :

$$M_{H_2O} = Q_{COND} / C_{P_{H_2O}} \Delta T_{H_2O} \text{ ----- } 8$$

El calor específico y temperaturas del agua son las utilizadas anteriormente :

$$C_{P_{H_2O}} = 0.9989 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F}$$

$$\Delta T_{H_2O} = 28\cdot\text{F}$$

La masa obtenida con la ecuación 8 es :

$$M_{H_2O} = \frac{660038.2 \text{ BTU/Hr}}{0.9989 \text{ BTU/lb}\cdot\text{F} * 28\cdot\text{F}}$$

$$M_{H_2O} = 23598.75 \text{ lb/Hr}$$

Para el hervidor se tiene de la ecuación 2 :

$$Q_{HEC} = 660038.2 \text{ BTU/Hr} + 13083.29 \text{ BTU/Hr} + 52265.87 \text{ BTU/Hr} - 221718.72 \text{ BTU/Hr}$$

$$Q_{HEC} = 503668.64 \text{ BTU/Hr}$$

La masa a emplear para suministrar este calor es :

$$M_{VAP} = Q_{HEC} / \lambda_{VAP} \text{ ----- } 9$$

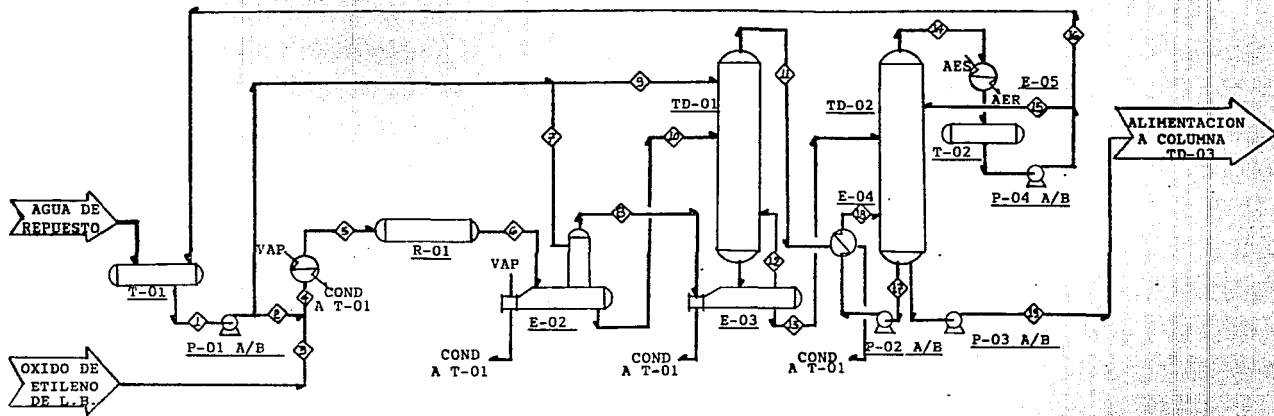
El calor latente del vapor de 200 Psig es :

$$\lambda = 838.984 \text{ BTU/lb}$$

Por lo tanto de la ecuación 9 se obtiene que :

$$M_{VAP} = \frac{503668.64 \text{ BTU/Hr}}{838.984 \text{ BTU/lb}}$$

$$M_{VAP} = 600.33 \text{ lb/Hr}$$

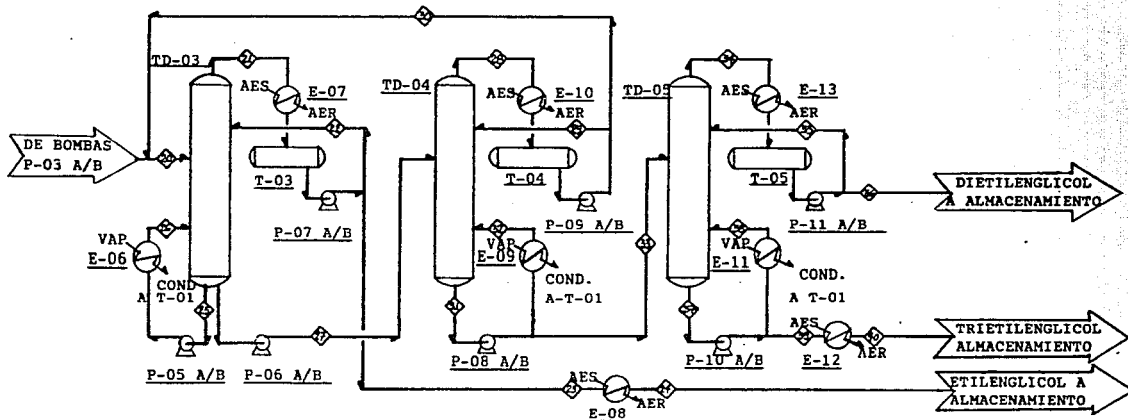


- T-01** TANQUE PARA AGUA DE REACCION
- E-01** PRECALENTADOR DE REACTOR
- TD-01** COLUMNA CONC. DE GLICOLES
- TD-02** COLUMNA DESHIDRATADORA
- P-01 A/B** BOMBAS PARA SU- MINISTRO DE -- AGUA A REACCION
- R-01** HERVIDOR DE REACTOR
- E-02** EVAPORADOR DE GLICOLES
- E-03** HERVIDOR DE COLUMNA CON- CENTRADORA
- E-04** HERVIDOR DE COLUMNA DES- HIDRATADORA
- P-02 A/B** BOMBAS PARA RE- CIRCULACION DE FONDOS DE CO- LUMNA DESHIDRA TADORA
- E-05** CONDENSADOR DE COLUMNA DESHI- DRATADORA
- P-03 A/B** BOMBAS PARA ALIMENTACION A COLUMNA TD-03
- P-04 A/B** BOMBAS PARA REFLUJO DE COLUMNA TD-02
- T-02** ACUMULADOR DE COLUMNA DESHI- DRATADORA

CORRIENTE		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17		
CARACTERISTI-																				
TEMPERATURA F		251	251	50	251	350	410	251	360.6	251	364	524.8	332	332	121	121	121	298.4	312.8	298.4
PRESION PSIA		52.9	552	552	552	542	154	154	155.8	95.6	154.6	95.6	96.4	96.4	1.7	1.7	59.9	2.5	2.5	24.3
FLUJO Lb/Hr		102435	92704	8286	101333	101333	101333	4772	33454	4955	72649	34739	31484	42865	35321	4408	30911	2992681	2992681	11944
Q * 10 ⁶ BTU/Hr		22.65	20.5	0.13	22.39	32.52	37.16	1.09	39.95	1.13	22.91	41.2	8.51	11.61	39.34	3.93	2.76	2.35	2.95	1.97
COMPONEN- TOS	ETILENGLICOL	0.04	0.04	-	0.036	0.036	10.69	0.04	0.04	0.04	14.86	0.04	25.17	25.17	0.04	0.04	0.04	90.15	90.15	90.15
	DIETILENGLIC	-	-	-	-	-	1.07	-	-	-	1.58	-	2.58	2.58	-	-	-	9.28	9.28	9.28
	TRIEILENGLIC	-	-	-	-	-	0.06	-	-	-	0.08	-	0.15	0.15	-	-	-	0.54	0.54	0.54
	AGUA	99.96	99.96	-	91.45	91.45	88.17	99.96	99.96	99.96	85.51	99.96	72.08	72.08	99.96	99.96	99.96	0.01	0.01	0.01
OXIDO DE ETI	-	-	100	8.51	8.51	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

DIAGRAMA DE FLUJO DE
PROCESO
PARA 37 MTPA

DIAG. 4.2 1 DE 2



<u>TD-03</u> COLUMNA DE ETILENGLICOL	<u>P-06 A/B</u> BOMBAS PARA ALIMENTACION A COLUMNA TD-04	<u>T-03</u> ACUMULADOR DE COLUMNA DE	<u>P-08 A/B</u> DE BOMBAS PARA REFLUJO DE COLUMNA PU- RIFICADORA.	<u>TD-04</u> COLUMNA PURI FICADORA DE GLICOLES	<u>E-10</u> CONDENSADOR DE COLUMNA PURIFI CAPORA	<u>E-08</u> ENFRIADOR DE ETILENGLICOL	<u>P-10 A/B</u> BOMBAS PARA REFLUJO DE FONDOS DE COLUMNA DE DIETILENG.	<u>P-11 A/B</u> BOMBAS PARA REFLUJO DE DIETILENGLICOL	<u>T-05</u> ACUMULADOR DE DIETILENGLICOL
<u>P-05 A/B</u> BOMBAS PARA - RECIRCULACION DE FONDOS DE COLUMNA DE EG.	<u>E-07</u> CONDENSADOR DE ETILENGLICOL	<u>P-07 A/B</u> BOMBAS PARA REFLUJO DE ETILENGLICOL	<u>E-09</u> HERVIDOR DE COLUMNA PU- RIFICADORA	<u>T-04</u> HERVIDOR DE COLUMNA PURI- FICADORA	<u>P-09 A/B</u> BOMBAS PARA REFLUJO DE GLICOLES	<u>TD-05</u> COLUMNA DE DIETILENGLICOL	<u>E-13</u> CONDENSADOR DE DIETILENGLICOL	<u>E-12</u> ENFRIADOR DE TRIETILENGLICOL	
	<u>E-06</u> HERVIDOR DE COLUMNA DE EG.					<u>E-11</u> HERVIDOR DE COLUMNA DE DIETILENGLICOL			

CORRIENTE		20	21	27	27	27	25	26	27	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	37	39	40
TEMPERATURA F		291	228.2	140	140	107.6	306	317	306	200	120	120	120	348	559	348	272	120	370	375	370	370	129.2
PRESION PSIA		24.3	0.48	0.98	61.97	51.97	1.50	28.15	37.52	0.19	99.66	99.66	1.25	33.36	93.36	0.19	95.52	95.52	0.92	24.42	34.42	24.42	
FLUJO Lb/Hr		12482	15378	5181	10797	10797	1025838	1025898	1689.8	1194.3	669.9	928.5	81063	81063	1156	1581.9	490.9	10909	170475	170475	65.5	65.5	
Q * 10 ⁶ BTU/Hr		1.89	8.75	0.32	0.66	0.47	170	176	0.279	0.63	0.033	0.026	15.64	16.08	0.22	0.73	0.023	0.062	54.04	54.55	0.013	0.003	
COMPOSICION % PESO	ETILENGLICOL	90.16	99.93	99.95	99.93	99.93	27.57	27.57	27.57	90.34	90.34	0.169	0.169	0.169	0.172	0.172	0.172	—	—	—	—	—	—
	DIETILENGLICOL	0.092	0.099	0.049	0.049	0.049	68.56	68.56	68.56	9.66	9.66	94.29	94.29	94.29	94.29	99.2	99.2	99.2	18.56	18.56	18.56	18.56	18.56
	TRIETILENGLICOL	0.005	—	—	—	—	3.85	3.85	3.85	—	—	—	—	5.53	5.53	5.53	0.62	0.62	0.62	87.43	87.43	87.43	87.43
	AGUA	0.017	0.02	0.02	0.02	0.02	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
OXIDO DE ETI	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—

DIAGRAMA DE BALANCE DE
MATERIA Y ENERGIA
PARA 37 MTPA

4.3 CALCULO DEL EQUIPO DE PROCESO PARA 37,000 TON/ANO.

Para llevar a cabo la realización de este punto se tiene en cuenta los valores obtenidos en el balance de materia y energía así como el cálculo de las propiedades de las corrientes involucradas en cada uno de los equipos.

Primeramente se realiza el cálculo de las columnas de destilación por considerarse la parte principal del proceso, posteriormente los hervidores y condensadores, en seguida las bombas para el manejo de los fondos y el destilado de las columnas.

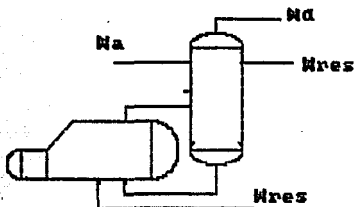
4.3.1. CALCULO DE LAS COLUMNAS DE DESTILACION.

Para el cálculo de estos equipos se toma en cuenta los siguientes datos :

- a) Masa, composición y propiedades de alimentación, destilado y residuo.
- b) Presión y temperatura en la alimentación, domo, fondo y reflujo.
- c) Tipo de platos y eficiencia.
- d) Para el cálculo de el diámetro de la columna se tomará en cuenta la secuencia de cálculo de Glist Ver en el Apéndice III.

Con el fin de tener una mejor comprensión, se realiza el cálculo de una de las columnas, para que, posteriormente, se resuman los resultados de las demás columnas en forma tabular.

4.3.2 CALCULO DE LA COLUMNA CONCENTRADORA TD-01.



Las condiciones de presión y temperatura en el fondo y domo son :

P_{DOMO} = 95.695 PSIA

T_{DOMO} = 324.8°F

P_{FONDO} = 96.477 PSIA

T_{FONDO} = 332°F

Las cantidades de flujo y composición involucradas en cada una de las corrientes es :

Alimentación W_a

COMPONENTES	MASA	%PESO	MASAmol	%MOL
AGUA	60673.0160	83.515	3367.8529	94.7950
ETILENGLICOL	10802.2161	14.869	174.0358	4.8986
DIETILENGLICOL	1109.3540	1.527	10.4535	0.2942
TRITILENGLICOL	64.8127	0.089	0.4316	0.0122

Refluo W_{REF}

COMPONENTES	MASA	%PESO	MASAmol	%MOL
AGUA	4953.9582	99.96	274.9850	99.9884
ETILENGLICOL	1.9824	0.04	0.0319	0.0116

Residuo ~~W_{res}~~

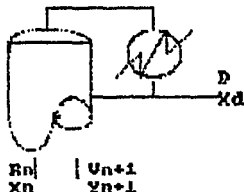
COMPONENTES	MASA	%PESO	MASAmol	%MOL
AGUA	30901.6327	72.089	1715.2956	90.2778
ETILENGLICOL	10789.7876	25.171	173.8356	9.1491
DIETILENGLICOL	1109.7994	2.589	10.4577	0.5504
TRITILENGLICOL	64.7276	0.151	0.4310	0.0227

Vapor en el domo W_v

COMPONENTES	MASA	%PESO	MASAmol	%MOL
AGUA	347225.3415	99.96	1927.5429	99.9884
ETILENGLICOL	13.8957	0.04	0.2239	0.1116

Procediendo ahora a la determinación de las ecuaciones para la línea de rectificación y de agotamiento.

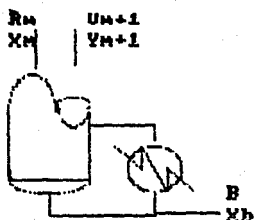
Para la zona de rectificación :



La ecuación para esta parte de la columna es :

$$Y_{n+1} = \frac{D}{V_{n+1}} X_{D+1} + \frac{R_n}{V_{n+1}} X_n \text{ ----- } 1$$

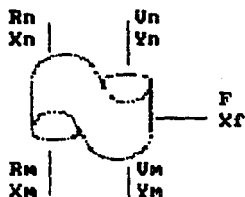
Para la zona de agotamiento :



La ecuación en esta zona es :

$$Y_{m+1} \frac{R_m}{V_{m+1}} - X_m = \frac{B}{V_{m+1}} - X_b \quad \text{----- 2}$$

Para el plato de alimentación, se considera que la alimentación (F) es una mezcla de vapor-líquido.



El balance de materia en este plato es :

$$F + R_n + V_m = V_n + R_m \quad \text{----- 3}$$

Si f es la fracción de vapor en la alimentación F y $1-f$ la fracción líquida en la alimentación F

De acuerdo a esto se tiene que en el plato

$$fF = V_n - V_m \text{ ----- } 4$$

$$(1-f)F = R_m - R_n \text{ ----- } 5$$

Para conocer el valor de f , se realiza un balance de entalpía en el plato de alimentación, quedando :

$$Fh_f + V_m h_m + R_n h_n = V_n h_n + R_m h_m \text{ ----- } 6$$

De acuerdo al principio de vaporización molar constante :

$$h_n = h_m = h_v \text{ ----- } 7$$

$$h_n = h_m = h_L \text{ ----- } 8$$

por lo que :

$$Fh_f + V_m h_v + R_n h_L = V_n h_v + (R_m - R_n) h_L \text{ ----- } 9$$

arreglando resulta :

$$Fh_f = (V_n - V_m) h_v + (R_m - R_n) h_L \text{ ----- } 10$$

Sustituyendo las ecuaciones 4 y 5, desarrollando y despejando, el valor de f es :

$$f = \frac{h_v - h_L}{h_v - h_L} \text{ ----- } 11$$

Para el cálculo de la entalpía del líquido h_L y el vapor de h_v en el plato de alimentación se tiene que saber a que temperatura se encuentra, para esto se hace lo siguiente :

$$\bar{P} = \frac{P_{\text{DOMO}} + P_{\text{FONDO}}}{2} = \frac{96.477 \text{ Psia} + 95.695 \text{ Psia}}{2}$$

$$\bar{P} = 96.086 \text{ Psia}$$

Suponiendo una temperatura se obtienen las presiones de vapor de los componentes, se multiplica por su fracción mol, cuando la suma de estas sea similar a la presión media, esta será la temperatura en el plato.

Suponiendo T = 328°F.

COMPONENTE	X	P*/328°F	P*x
AGUA	94.7450	100.26	94.9913
ETILENGLICOL	4.8986	4.9112	0.2406
DIETILENGLICOL	0.2942	0.8056	0.0024
TRITILENGLICOL	0.0122	0.2533	0.00003

Suponiendo T = 329°F

COMPONENTE	P*/329°F	P*x	
AGUA	101.66	96.3178	
ETILENGLICOL	5	0.2449	$\Sigma = 96.5651 P_{s1a}$
DIETILENGLICOL	0.826	0.0024	
TRITILENGLICOL	0.26	0.00003	

Correlacionando entre estos dos puntos la temperatura resultante es de : T = 328.64°F

Para fines de cálculo se empleara 329°F

Para determinar la entalpía del líquido HL se considera la composición del fondo por lo tanto :

COMPONENTE	Cp/329°F	Cp/32°F	Cpmi	Xi	CpmiXi
AGUA	1.015	1.008	1.0115	72.089	0.7292
ETILENGLICOL	0.725	0.54	0.6325	25.171	0.1592
DIETILENGLICOL	0.678	0.53	0.6040	2.589	0.0156
TRITILENGLICOL	0.643	0.515	0.5790	0.151	0.0009

El calor específico es :

$$C_p = 0.9049 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

La entalpía es :

$$H_L = C_p \Delta T = 0.9049 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} * (329^\circ\text{F} - 32^\circ\text{F})$$

$$H_L = 268.7553 \text{ BTU/lb}$$

Para la determinación de la entalpía del vapor H_v se puede considerar únicamente el agua ya que la fracción de etilenglicol es muy pequeña así pues la entalpía de la alimentación se toma del balance de energía y queda :

$$H_f = C_p \Delta T = 0.9502 \text{ BTU/lb} \cdot \text{F} * (364 \cdot \text{F} - 32 \cdot \text{F})$$

$$H_f = 315.4664 \text{ BTU/lb}$$

El valor de f es :

$$f = \frac{315.4664 \text{ BTU/lb} - 268.7553 \text{ BTU/lb}}{1187.45 \text{ BTU/lb} - 268.7553 \text{ BTU/lb}}$$

$$f = 0.05084$$

Sustituyendo este valor y los correspondientes en las en las ecuaciones (4) y (5) despejando para obtener los valores de V_m y R_m por lo que :

$$V_m = V_m - fF = 1927.7668 \text{ lbmol/Hr} - 0.05084 * 3552.7738 \text{ lbmol/Hr}$$

$$V_m = 1747.1438 \text{ lbmol/Hr}$$

$$R_m = (1-f)F + R_n = (1-0.05084) * 3552.7738 \text{ lbmol/Hr} + 275.0169 \text{ lbmol/Hr}$$

$$R_m = 3647.1677 \text{ lbmol/Hr}$$

Sustituyendo valores en la ecuación de rectificación :

$$Y_{n+1} = \frac{1652.7499 \text{ lbmol/Hr}}{1927.7668 \text{ lbmol/Hr}} * 0.999884 + \frac{275.0169 \text{ lbmol/Hr}}{1927.7668 \text{ lbmol/Hr}} X_n$$

Despejando X_n y resolviendo :

$$X_n = \frac{Y_{n+1} - 0.8572}{0.1427} \text{ ----- } 12$$

Para la ecuación en la zona de agotamiento :

$$Y_{m+1} = \frac{3647.1677 \text{ lbmol/Hr}}{1747.1438 \text{ lbmol/Hr}} * X_m - \frac{1900.02 \text{ lbmol/Hr}}{1747.1438 \text{ lbmol/Hr}}$$

Desarrollando

$$Y_{m+1} = 2.0875 X_m - 1.0875 \text{ ----- } 13$$

La ecuación de la curva de equilibrio esta representada por :

$$Y = \frac{\bar{\alpha} X}{1 + (\bar{\alpha} - 1) X} \quad 14$$

La volatilidad relativa dada por la relación de las presiones de vapor :

$$\alpha = \frac{P^*A}{P^*B} \quad 15$$

Considerando el sistema como si fuera binario, llamando al agua A y a la mezcla de glicoles B, las presiones de vapor de los compuestos a las diversas temperaturas son :

T	P*ET	P*DIST	P*TRIST	P*SUO
325	4.6448	0.7473	0.2334	96.18
327	4.8224	0.7862	0.2467	98.89
329	5.0000	0.825	0.26	101.66
331	5.222	0.8639	0.2733	104.49
333	5.444	0.9027	0.2866	107.385

Puesto que la mezcla de glicoles es el componente B la presión de vapor total que ejerza la mezcla es :

$$P_B = \frac{P^*A \bar{X}_A}{\Sigma \bar{X}_i} + \frac{P^*B \bar{X}_B}{\Sigma \bar{X}_i} + \frac{P^*C \bar{X}_C}{\Sigma \bar{X}_i} + \frac{P^*D \bar{X}_D}{\Sigma \bar{X}_i} \quad 16$$

Las fracciones mol se toman del balance de materia a las condiciones de alimentación, teniendo entonces que la presión de vapor a las diversas temperaturas es :

T					P*B
325	(4.6448*	4.8986+0.7473*	0.2942+0.2334*0.0122)	*	1/5.205 = 4.4142
327	(4.8224*	+0.7862*	+0.2467*) *	= 4.5835
329	(5.0000*	+0.825 *	+0.26 *) *	= 4.7529
331	(5.222 *	+0.8639*	+0.2733*) *	= 4.9641
333	(5.444 *	+0.9027*	+0.2866*) *	= 5.1752

La volatilidad relativa será :

T	P ^a	P ^b	α
225	96.18	4.4142	21.7888
227	98.89	4.5835	21.5752
229	101.66	4.7529	21.3890
231	104.49	4.9641	21.0491
233	107.385	5.1752	20.7499

La volatilidad relativa 332°F es :

$$\alpha = \sqrt{21.0491 * 20.7499} = 20.899$$

Para el domo a T= 324.8°F \cong 325°F

$$\alpha = 21.7888$$

La volatilidad relativa aritmética es :

$$\bar{\alpha} = \sqrt{20.899 * 21.7888}$$

$$\bar{\alpha} = 21.3392$$

La ecuación de la curva de equilibrio es :

$$Y = \frac{* \quad 21.3392 X}{1 + 20.3392 X} \quad 17$$

Para el cálculo analítico del número de platos se procede con la siguiente secuencia :

- Con la composición x del componente a agotar en el fondo se sustituye en la ecuación 17, y se calcula la composición en la curva de equilibrio Y.
- Como se esta en la zona de agotamiento se sustituye en la ecuación 13 y se obtiene la composición del líquido X_m.
- Siguiendo esta secuencia hasta pasar el punto de alimentación en el cual en lugar de la ecuación 13 se emplea la ecuación 12.
- Siguiendo la secuencia se llegará hasta la composición deseada en la zona de rectificación.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Procediendo al cálculo del número de etapas se tiene :

ETAPAS	X	Y	
Reboiler	0.902778	0.994978	Alimentación 0.947950
1	0.965508	0.998329	
2	0.988991	0.999479	
3	0.997050	0.999861	
4	0.999727	0.999987	Destilado 0.999884
5	1.000610		

La pureza requerida está entre el plato 4 y 5, el porcentaje de plato se obtiene como :

PLATO	X	Y	
4	0.999987	0.999861	= 0.000126
5	0.999884	0.999861	= 0.000023
	$\% = \frac{0.000023}{0.000126} = 0.18254$		

Por lo que el número de platos teóricos es :

$$NPT = 4.18254$$

Si la eficiencia es del 40% los platos reales son :

$$NPR = \frac{4.18254}{0.4} = 10.45 = > 11$$

Cálculo del diámetro. (Apéndice III)

Esta parte del diseño se lleva a cabo con las condiciones del domo y el fondo de la columna, seleccionando aquel que resulte mayor.

A las condiciones del domo la densidad del vapor se determina como :

$$\rho_v = \frac{PM}{10.72T}$$

El peso molecular de la mezcla del domo es :

$$M = M_{H_2O} X_{H_2O} + M_{Et} X_{Et} = 18.01534 * 999884 + 62.06892 * 0.000116$$

$$M = 18.0205 \text{ lb/lbmol}$$

Así la densidad es :

$$\rho_v = \frac{95.695 * 18.0205}{10.72 * (460 + 324.8)} = 0.2050 \text{ lb/ft}^3$$

La densidad del líquido a las mismas condiciones es :

$$\rho_L = \rho_{H2O} * X_{H2O} + \rho_{ET} * X_{ET} = 56.4534 * 0.9996 + 643594 * 0.0004$$

Siguiendo el método de Glitsh suponiendo un NP = 1

$$FPL = \frac{9 * DT}{NP} \quad \text{Si } DT = 5.5 \text{ FT}$$

$$FPL = \frac{9 * 5.5}{1} = 49.5 \text{ in}$$

$$VLOAD = CFS * \left[\frac{\rho_v}{(\rho_L - \rho_v)} \right]^{1/2}$$

$$CFS = \frac{W_v}{\rho_v * 3600} = \frac{35321.7296}{0.205 * 3600} = 47.0721$$

$$VLOAD = 47.0721 * \sqrt{\frac{0.205}{56.4566 - 0.205}} = 2.8243 \text{ ft/seg}$$

$$GPM = \frac{WL}{8.02 * \rho} = \frac{4955.9406}{8.02 * 56.4566} = 10.9455 \frac{\text{GAL}}{\text{MIN}}$$

Considerando una T.S = 24 in de la gráfica se tiene junto ρ_v el valor de CAF que es : CAF = 0.458

$$CAF = CAF * FS = 0.458 * 0.85 = 0.3893$$

$$AAM = \frac{VLOAD + GPM * FPL / 13000}{CAF * F.F} = \frac{2.8243 + 109455 * 49.5 / 13000}{0.3293 * 0.73}$$

$$AAM = 10.0848$$

$$VD_{deg} = 250 * FS = 250 * 0.85 = 212.5$$

$$ADM = \frac{GPM}{VD_{deg} * F.F.} = \frac{10.9455}{212.5 * 0.73} = 0.0706$$

$$ADM = 2 * 0.0706 = 0.1412$$

$$ADM = 0.11 * 10.0848 = 1.1093$$

$$ATM = AAM + 2 ADM = 10.0848 + 2 * 0.1412 = 10.3672$$

$$DT = \sqrt{\frac{4/\pi ATM}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 * 10.3672}{\pi}} = 3.6332$$

$$ATM = \frac{V_{LOAD}}{0.78 * CAF * F.F.} = \frac{2.8243}{0.78 * 0.3983 * 0.73} = 12.7412$$

$$DT = \sqrt{\frac{4/\pi ATM}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 * 12.7412}{\pi}} = 4.0277$$

Cálculo del diámetro para el fondo.

La composición de equilibrio en el vapor del fondo a las condiciones de presión y temperatura es :

$$y^* = 0.994978$$

La fracción mol de los fondos es :

$$1-y^* = 0.005022$$

La composición en el fondo es :

	% mol	
AGUA	0.902778	
ETILENGLICOL	0.901491	} 0.097222
DIETILENGLICOL	0.005504	
TRITILENGLICOL	0.000227	

Para cada componente :

$$Y_{ET} = \frac{0.091491}{0.097222} * 0.005022 = 0.004726$$

$$Y_{DIE} = \frac{0.005504}{0.097222} * 0.005022 = 0.000284$$

$$Y_{TRAIE} = \frac{0.000227}{0.097222} * 0.005022 = 0.000012$$

El peso molecular de la mezcla es :

$$M = 18.01534 * 0.994978 + 62.06892 * 0.004726 + 106.1222 * 0.000284 + 150.1708 * 0.000012$$

$$M = 18.250145 \text{ lb/lbmol}$$

La densidad del líquido a las mismas condiciones es :

$$\rho_L = \rho_{H_2O} X_{H_2O} + \rho_{MET} X_{MET} + \rho_{DIE} X_{DIE} + \rho_{TRAIE} X_{TRAIE}$$

$$= 56.2056 * 0.72089 + 62.606 * 0.25171 + 60.4965 * 0.02589 + 64.21 * 0.00151$$

$$\rho_L = 57.9398 \text{ lb/ft}^3$$

Siguiendo la secuencia del cálculo anterior se tiene :

$$CFS = \frac{W_v}{\rho_v * 3600} = \frac{1747.1438}{0.20738 * 3600} = 2.34023 \frac{\text{lbmol}}{\text{Hr}} * 18.250145 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}} = 42.7095 \text{ lb}$$

$$V_{LOAD} = CFS * \left[\frac{\rho_v}{(\rho_L - \rho_v)} \right]^{1/2} = 42.7095 * \left[\frac{0.20738}{57.9398 - 0.20738} \right]^{1/2} = 2.5597$$

$$WL = RM \cdot ML$$

El peso molecular del líquido es :

$$ML = M_{H_2O} X_{H_2O} + M_{MET} X_{MET} + M_{DIE} X_{DIE} + M_{TRAIE} X_{TRAIE}$$

$$= 18.01534 * 0.902778 + 62.06892 * 0.091491 + 106.1222 * 0.005504 + 150.17608 * 0.000227$$

$$ML = 22.5608 \text{ lb/lbmol}$$

$$WL = 3647.1677 * 22.5608 = 82283.021 \text{ lb/Hr}$$

$$GPM = \frac{82283.021}{8.02 * 57.9398} = 177.076$$

Con ρ_v y T.S supuesta de 24 in CAF. es :

$$CAF. = 0.458$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

$$\text{CAF} = \text{CAF} * \text{FE} = 0.458 * 0.85 = 0.3893$$

$$\text{AAM} = \frac{\text{VLOAD} + \text{GPM} * \text{FPL} / 13000}{\text{CAF} * \text{F.F.}}$$
$$= \frac{2.5597 + 177.076 * 49.5 / 13000}{0.3893 * 0.73}$$

$$\text{AAM} = 11.3796$$

$$\text{VD}_{\text{dag}} = 250 * \text{FS} = 250 * 0.85 = 212.5$$

$$\text{ADM} = \frac{177.076}{212.5 * 0.73} = 1.1415$$

$$\text{ADM} = 0.11 * 11.3796 = 1.25175$$

$$\text{ADM} = 2 * 1.1415 = 2.283$$

$$\text{ATM} = 11.3796 + 2 * 1.25175 = 13.8831$$

$$\text{DT} = \sqrt{\frac{4}{\pi} \text{ATM}} = \sqrt{\frac{4 * 13.8831}{\pi}} = 4.2043$$

$$\text{ATM} = \frac{\text{VLOAD}}{0.78 * \text{CAF} * \text{F.F.}} = \frac{2.5597}{0.78 * 0.3893 * 0.73} = 11.5474$$

$$\text{DT} = \sqrt{\frac{4}{\pi} \text{ATM}} = \sqrt{\frac{4 * 11.5474}{\pi}} = 4.0277$$

$$\text{DT} = 3.8344$$

Eligiendo el diámetro mayor de los calculados, el diámetro es :

$$\text{DT} = 4.2043 \text{ Ft}$$

Realizando un resumen de las principales características obtenidas en el cálculo de estas columnas para 37 MTA se tiene :

No de equipo	FONDO Psla	FONDO *F	FONDO Psla	FONDO *F	EFICIENCIA DE DE LOS PLATOS N	PLATOR REALES	DIAMETRO DE LA COLUMNA Ft
E - 02	153.8	360.6	154.6	364	40	9	3.65
TD - 01	95.645	324.8	96.477	332	40	11	4.20
TD - 02	1.7	121	2.57	298.4	40	13	11.53
TD - 03	0.483	228.2	1.506	306	32	17	9.54
TD - 04	0.193	200	1.251	348	34	18	2.39
TD - 05	0.193	272	0.922	370	40	21	3.72

Estas son, de manera general, las características de las columnas de destilación obtenidas de acuerdo al balance de materia y energía para 37 MTA, las mismas servirán de base para compararse con las características reales de las mismas y analizar si cumplen además con las condiciones requeridas para la ampliación de 50 MTA.

El significado de la nomenclatura empleada durante el diseño de estos equipos se encuentra indicada en el Apéndice II.

4.3.3. CALCULO DE LOS EQUIPOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

Estos equipos se diseñarán para cubrir la capacidad requerida de acuerdo al balance de materia y también a los de energía.

Las propiedades de los productos involucrados se han determinado, algunas, en el balance de energía y algunas otras se han obtenido durante el cálculo del equipo con ayuda del Apéndice, donde se localizan las gráficas de propiedades de los glicoles, localizado al final del presente trabajo.

De igual manera, que en las columnas de destilación, se lleva a cabo el cálculo de uno de estos equipos de transferencia de calor con el fin de tener una mejor comprensión del método utilizado para su diseño.

4.3.4. CALCULO DEL HERVIDOR E-04 DE LA COLUMNA DESHIDRATADORA TD-02.

Los datos disponibles de acuerdo al balance de materia y energía son :

Masa de glicoles	2992681.24 lb/Hr
Temperatura de suministro	298.4 °F
Temperatura de salida	312.8 °F

Masa de vapor	32890.75 lb/Hr
Temperatura de suministro	324.8 °F
Temperatura de condensación	324.8 °F

Carga térmica 29304340.8 BTU/lb

Se considera un equipo con las siguientes características :

Diámetro de coraza	56 in
Diámetro de los tubos y longitud	3/4 in , 16 Ft
Calibre de los tubos	14 BWG
Arreglo de los tubos	Triangular 15/16 in

Los pasos serán : uno por coraza, dos por los tubos.

La separación de los baffles será de 12 in.

Cálculo de la MLDT :

Fluido caliente		Fluido frío	Dif.
324.8	Alta temp.	312.8	12
324.8	Baja temp.	298.4	26.4
0	Dif.	14.4	14.4

$$MLDT = \frac{\Delta T_s \Delta T_c}{\ln \Delta T_s / \Delta T_c} = \frac{14.4}{\ln 26.4 / 12}$$

$$MLDT = 18.26 \text{ °F}$$

Lado de los tubos glicoles
Suponiendo un coeficiente de
transferencia igual a

$$U = 190 \text{ BTU}$$

$$\frac{2}{\text{HrFt} \cdot \text{F}}$$

para obtener el número de tubos
requeridos .

$$\text{El área es : } 29304340.58 \text{ BTU/lb}$$

$$A = \frac{190 \text{ BTU/Hr Ft} \cdot \text{F} \cdot 18.26 \cdot \text{F}}{2}$$

$$A = 8446.51 \text{ Ft}^2$$

El número de tubos es :

$$Nt = \frac{A}{Lef \cdot Af} = \frac{8446.51 \text{ Ft}^2}{15 \text{ Ft} \cdot 0.1963 \text{ Ft} / \text{Ft}}$$

$$Nt = 2868.57 \Rightarrow 2869$$

El área de flujo es :

$$At = \frac{Nt \cdot a \cdot t}{144 \cdot n} = \frac{2869 \cdot 0.268}{144 \cdot 2}$$

$$At = 2.6698$$

$$Gt = \frac{Wt}{At} = \frac{2992681.84 \text{ lb/Hr}}{2.6698 \text{ Ft}^2}$$

$$Gt = 1120938.59 \text{ lb/Hr Ft}^2$$

$$D = 0.584 \text{ in} \Rightarrow 0.0487 \text{ Ft}$$

Las propiedades a la tempera-
tura promedio son :

$$t_a = \frac{t_s + t_c}{2} = \frac{312.8 \cdot \text{F} + 298.4 \cdot \text{F}}{2}$$

$$T_a = 305.6 \cdot \text{F}$$

Lado de la coraza : vapor

$$\text{ID} \cdot \text{C} \cdot \text{B}$$

$$\text{Área de flujo : } A_s = \frac{56 \cdot 0.1875 \cdot 12}{144 \cdot a \cdot t}$$

$$A_s = \frac{144 \cdot 0.9375}{2}$$

$$A_s = 1.8667 \text{ Ft}^2$$

$$W_s = 32890.75 \text{ lb/Hr}$$

$$G_s = \frac{W_s}{A_s} = \frac{32890.75}{1.8667 \text{ Ft}^2}$$

A la temperatura de condensación
 $t_s = 324.8 \cdot \text{F}$

La viscosidad y la densidad rela-
tiva son :

$$SpGr = 0.0034$$

$$\mu = 0.105 \text{ cp} \cdot 2.42$$

$$\mu = 0.2541 \text{ lb/Hr Ft}$$

El diámetro equivalente D_e es :

$$D_e = \frac{0.55 \text{ in}}{12}$$

$$D_e = 0.0458 \text{ Ft}$$

$$Re_s = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu} = \frac{0.0458 \text{ Ft} \cdot 17619.73 \text{ lb/Hr Ft}^2}{0.2541 \text{ lb/Hr Ft}}$$

$$Re_s = 3175.85$$

Puesto que hay condensación total
el coeficiente para el lado de la
coraza es :

$$h_o = 1500 \text{ BTU/Hr Ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$\mu = 1.0542 \text{ cp} * 2.42 = 2.5512 \text{ lb/HrFt}$$

$$c_p = 0.7043 \text{ BTU/lb} \cdot \text{F}$$

$$k = 0.1073 \text{ BTU/Hr Ft} \cdot \text{F}$$

$$SpGr = 1.0157$$

$$Re_t = \frac{DGt}{\mu} = \frac{0.0487 \text{ Ft} * 1120938.591 \text{ lb/HrFt}}{2.5512 \text{ lb/Hr Ft}}$$

$$Re_t = 21397.66$$

$$hi = 0.027 \left[\frac{DG}{\mu} \right]^{0.8} \left[\frac{c_p \mu}{k} \right]^{1/3} \frac{k}{D}$$

$$= 0.027 * \frac{0.1073 (21397.66)^{0.8}}{0.0487} * \left[\frac{0.7043 * 2.5512}{0.1073} \right]^{1/3}$$

$$hi = 443.3 \text{ BTU/Hr Ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$hi_o = hi \frac{DI}{DE} = 443.3 * \frac{0.584}{0.75}$$

$$hi_o = 345.18 \text{ BTU/Hr Ft}^2 \cdot \text{F}$$

Suponiendo factores de obstrucción para el lado de la coraza y del lado de los tubos igual a:

$$r_s = 0.0005$$

$$r_t = 0.001$$

El coeficiente total de transferencia es:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{hi_o} + r_s + r_t + \frac{1}{hi}} = \frac{1}{\frac{1}{345.18} + 0.0005 + 0.001 + \frac{1}{1500}}$$

$$U = 197.48 \text{ BTU/Hr Ft}^2 \cdot \text{F}$$

El área requerida es:

29304340.58 BTU/Hr

$$A = \frac{29304340.58 \text{ BTU}}{197.48 \frac{\text{BTU}}{\text{Hr Ft}^2} * 18.26 \text{ °F}}$$

$$A = 8126.58 \text{ Ft}^2$$

El número de tubos será

$$N_t = \frac{8126.58}{0.1963 * 15.5}$$

$$N_t = 2670.89 \Rightarrow 2671$$

Caída de presión tubos

Para Re = 21397.66

$$f = 0.00022$$

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 * 10^{10} D^5 \text{ Sp Gr}}$$

$$= \frac{0.00022 * 16 * 2 * (1120938.59)^2}{5.22 * 10^{10} * 0.0487^5 * 1.0157}$$

$$\Delta P_t = 3.43 \text{ lb/in}^2$$

$$\Delta P_m = \frac{4n}{\text{SpGr}} * \frac{V^2}{2g}$$

Con Gt = 1120938.59 se tiene

$$\frac{V}{2g} = 0.18$$

$$\Delta P_m = \frac{4 * 2}{1.0157} * 0.18 = 1.42 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

$$\Delta P^* = 3.43 + 1.42 = 4.85 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

Caída de presión coraza

Con Re = 3175.85

$$f = 0.0026$$

El número de cruces es:

$$N+1 = \frac{12 L}{B} = \frac{12 * 16}{12} = 16$$

$$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{2 D^5 \text{ Sp Gr} 5.22 * 10^{10}}$$

$$= \frac{0.0026 * (17619.73)^2 * 56 * 16}{2 * 0.0458^5 * 0.0034 * 5.22 * 10^{10}}$$
$$\Delta P_s = 3.71 \text{ lb/in}^2$$

Bajo este procedimiento empleado, se obtienen los datos de los equipos involucrados en el proceso, los cuales son expresados a continuación :

NºEquipo	Carga térmica	Coef de diseño	Un	Area requerida	Caída presión tubos	Caída presión coraza
E-01	10125069	113.19	1194		7.28	0.0048
E-02	24614974	18.39	8833		0.247	Despreciable
E-03	28823039	37.28	7420		3.25	Despreciable
E-04	29304340	180.42	8894		4.95	1.85
E-05	36189167	233.23	4695		3.45	Despreciable
E-06	6715407	141.12	641		7.89	0.48
E-07	7768158	60.28	345		3.58	9.15
E-08	237879	135.23	55		2.27	0.64
E-09	540992	116.32	144		8.42	0.025
E-10	572269	33.85	157		0.82	5.45
E-11	503668	142.47	265		15.30	0.032
E-12	660038	2.15	105		1.23	0.59
E-13	10956	4.84	20		0.75	Despreciable

Estos valores fueron obtenidos con los datos del balance de materia y energía para 37000 Ton/Año, los mismos servirán para compararse con las características actuales del equipo y verificar si estas cumplen para cubrir la ampliación a 50000 Ton/Año. El significado de la nomenclatura empleada en los diversos cálculos se encuentran resumidas en el apéndice II.

4.3.5 CALCULO DE LAS BOMBAS DE PROCESO.

De igual manera que los anteriores equipos calculados, las bombas de proceso, son diseñadas para cubrir la capacidad requerida de 37000 Ton/año, tomando, para este fin, el balance de materia, ya elaborado, y las propiedades de los productos involucrados en todas ellas, las cuales han sido obtenidas durante el cálculo de los equipos de proceso anteriormente diseñado y con ayuda de las gráficas de propiedades localizadas en el Apéndice I.

Similarmente, se realiza el diseño de uno de estos equipos con objeto de comprender la secuencia de cálculo empleada para. posteriormente, en forma de tabla expresar las principales características de diseño obtenidas.

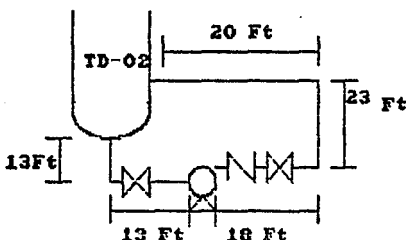
4.3.6. CALCULO DE LA BOMBA P-02 A / B PARA RECIRCULACION DE LOS FONDOS DE LA COLUMNA TD-02.

Los datos de operación de la bomba son :

Flujo másico 2992681 lb/Hr
 Flujo volumétrico 6500 GPM
 Temperatura de operación 298.4 °F

Densidad 63.48 lb/Ft³
 Viscosidad 1.1077 cp
 Presión atmosférica 10.6 Psia

Esquema de operación :



Para la determinación de la potencia, se tomaran en cuenta los siguientes criterios :

- El material de la tubería es acero al carbón, cedula 40 estandar
- Para el diámetro y caída de presión en la succión y descarga de la bomba se toma en cuenta lo siguiente :

	Diámetro in	Caída de presión Psi
Succión bomba	2 ≤	0.1 - 1
	3 ≥	0.1 - 1
Descarga bomba	2 ≤	1 - 4
	3 ≥	1 - 2

Selección del diámetro de la tubería.

Para llevar acabo este paso se realiza la siguiente tabla :

Gasto GPM	Dnom in	Dint in	Velocidad Ft/seg	Reynolds -	Fact.Frict. -	ΔP_{100} Psi
	16	15.25	11.40	1235972	0.0134	0.94
6500	18	17.25	8.91	1092671	0.0132	0.50
	20	19.25	7.16	779147	0.0132	0.29

Los diámetros seleccionados son :

- Succión de la bomba 20" Ø
- Descarga de la bomba 18" Ø

Obtención de la cabeza de succión H_s

Esta obtiene como :

$$H_s = \pm S \Delta H_f + P_{op}$$

La altura de la succión S es :

$$S = \frac{h_s * SpGr}{2.31} = \frac{13 \text{ Ft} * 1.0173}{2.31} = 5.73 \text{ Psi}$$

Las pérdidas por fricción están dadas por :

$$\Delta H_f = \frac{\Delta P_{100} * \Sigma L_{eq}}{100 \text{ Ft}}$$

$$\Sigma L_{eq} = L_{tub} + L_{acc}$$

La longitud de la tubería de 20"Ø es :

$$L_{tub} = 26 \text{ Ft}$$

La longitud equivalente de los accesorios de 20"Ø se obtiene de la siguiente manera :

Concepto	Cantidad	L/D	L/D tot Ft
Valv. compuesta	1	13	20.60
Codo 90 Std.	2	30	144.38

$$L_{acc} = 165.23 \text{ Ft}$$

$$\Sigma Hfs = \frac{0.29 \text{ Psi} * 191.23 \text{ Ft}}{100 \text{ Ft}} = 0.5546 \text{ Psi}$$

La presión de operación es :

$$Pop = 1.506 \text{ Psia}$$

La cabeza de succión es, por lo tanto :

$$Hs = 5.73 \text{ Psi} + 1.506 \text{ Psia} - 0.5546 \text{ Psi}$$

$$Hs = 6.68 \text{ Psia}$$

Obtención de la cabeza de descarga Hd

$$\text{Esta se obtiene como : } Hd = H + \Delta Hfd + \Delta Peq$$

La altura a la descarga es :

$$H = \frac{hd * SpGr}{2.31} = \frac{23 \text{ Ft} * 1.0173}{2.31} = 10.13 \text{ Psi}$$

Las pérdidas por fricción ΔHfd están dadas por :

$$\Delta Hfd = \frac{\Delta P_{100} * \Sigma Leq}{100 \text{ Ft}}$$

$$\Sigma Leq = Ltub + Lacc.$$

La longitud de la tubería de 18"Ø es : Ltub = 61 Ft

La longitud equivalente de los accesorios de 18"Ø es :

Concepto	Cantidad	L/D	L/Dtor Ft
Valv. compuerta	1	13	37.38
Valv. check	1	135	194.06
Codo de 90 Std	6	30	258.75
			Lacc. = 490.19 Ft

$$\Sigma Leq = 61 \text{ Ft} + 490.19 \text{ Ft} = 551.19 \text{ Ft}$$

Las pérdidas por fricción son:

$$\Delta H_{fd} = \frac{05 \text{ Psi} * 551.19 \text{ Ft}}{100 \text{ Ft}} = 2.76 \text{ Psi}$$

La caída de presión permisible, debida al hervidor E-03, es:

$\Delta P_{eq} = 10 \text{ Psi}$ como máximo.

La cabeza de descarga es:

$$H_d = 10.13 \text{ Psi} + 2.76 \text{ Psi} + 10 \text{ Psi} + 1.506 \text{ Psia}$$

$$H_d = 24.39 \text{ Psia}$$

La potencia hidráulica, HHP, está dada por:

$$HHP = \frac{(H_d - H_s) * Q * 2.31}{3960}$$

$$= \frac{(24.39 \text{ Psi} - 6.68 \text{ Psi}) * 6500 \text{ GPM} * 2.31}{3960}$$

$$HHP = 67.17 \text{ HP}$$

Para obtener la potencia al freno del equipo, se realiza de la manera siguiente:

$$BHP = \frac{HHP}{\eta}$$

Estimando una eficiencia η del 70% se tiene entonces:

$$BHP = \frac{67.17}{0.7} = 95.96$$

Por lo que se considera un motor de 100 HP.

De esta manera, con la secuencia de cálculo empleada, se obtienen las características de las bombas utilizadas en el proceso, las cuales se resumen en la presente tabla :

Nº equipo	Flujo volum.	Densidad	Viscosidad	Ø succ.	Ø desc.	BHP	Pot.req.
-	GPM	lb/Ft ³	cp	in	in		HP
P-01 A/B	217	58.8	0.16				200
P-02 A/B	6500	63.48	1.1077	20	18	94.55	100
P-03 A/B	23.5	63.48	1.1077	2	2	0.52	3/4
P-04 A/B	71.4	61.67	0.6	4	3	2.7	3
P-05 A/B	2016	63.43	1.175	12	10	41.26	50
P-06 A/B	3.3	63.43	1.175	1 1/2	1	0.28	1/2
P-07 A/B	29.5	67.48	5.19	3	2	1.8	2
P-08 A/B	159	63.49	1.0735	4	3	5.3	7 1/2
P-09 A/B	2.2	68.07	7.27	1 1/2	1	0.32	1/2
P-10 A/B	342.3	62.09	0.9308	6	6	7.08	7 1/2
P-11 A/B	2.8	68.58	11.36	1 1/2	1	0.43	1/2

Igualmente, que para los anteriores equipos ya calculados para 37000 Ton/Año, las características obtenidas se comparan con las reales con el fin de analizar si cumplen para la ampliación requerida de 50000 Ton/Año.

El significado de la nomenclatura empleada para el diseño de las bombas se encuentra localizada en el Apéndice II.

Estas son de manera general las características de diseño de los equipos para cubrir las necesidades de 37 MTA, las mismas servirán como base para el diseño a 50 MTA en donde se comprobará que equipos cumplen con esa capacidad y cuales habrán de modificarse.

1/2"-P. 038-A1

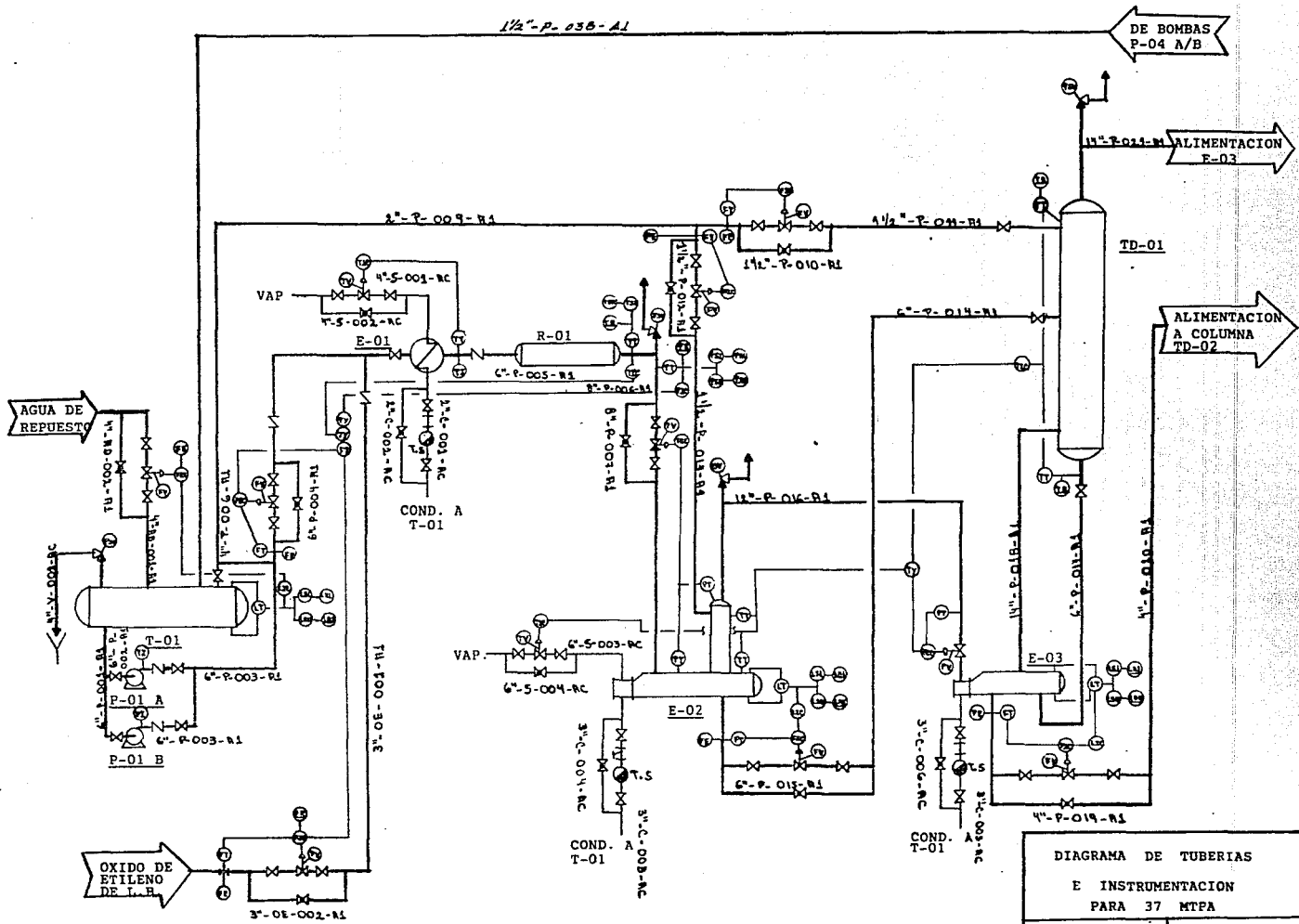


DIAGRAMA DE TUBERIAS
E INSTRUMENTACION
PARA 37 MTPA

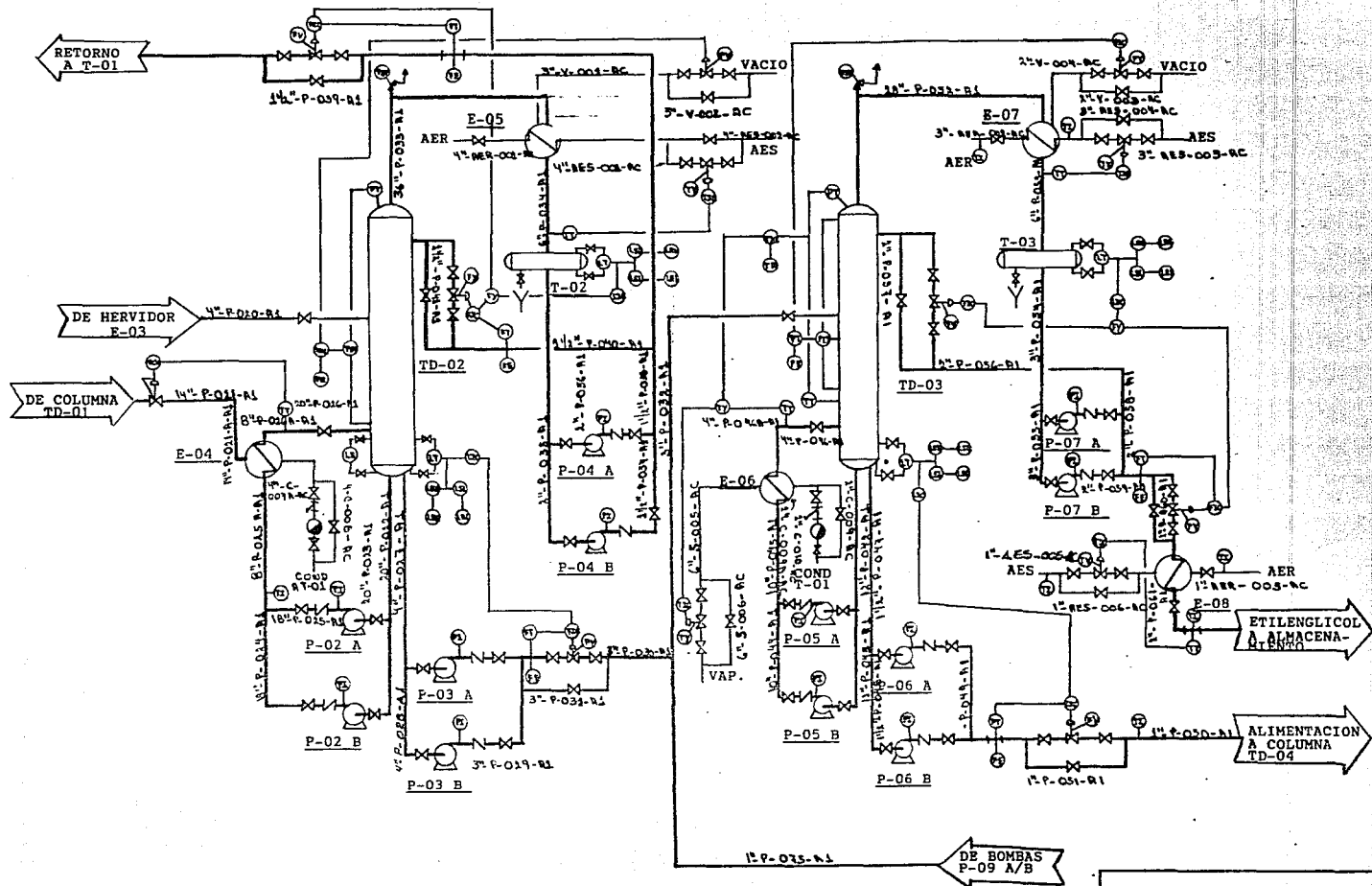


DIAGRAMA DE TUBERIAS

E INSTRUMENTACION
PARA 37 MTPA

DIAG. 4.3

2 DE 3

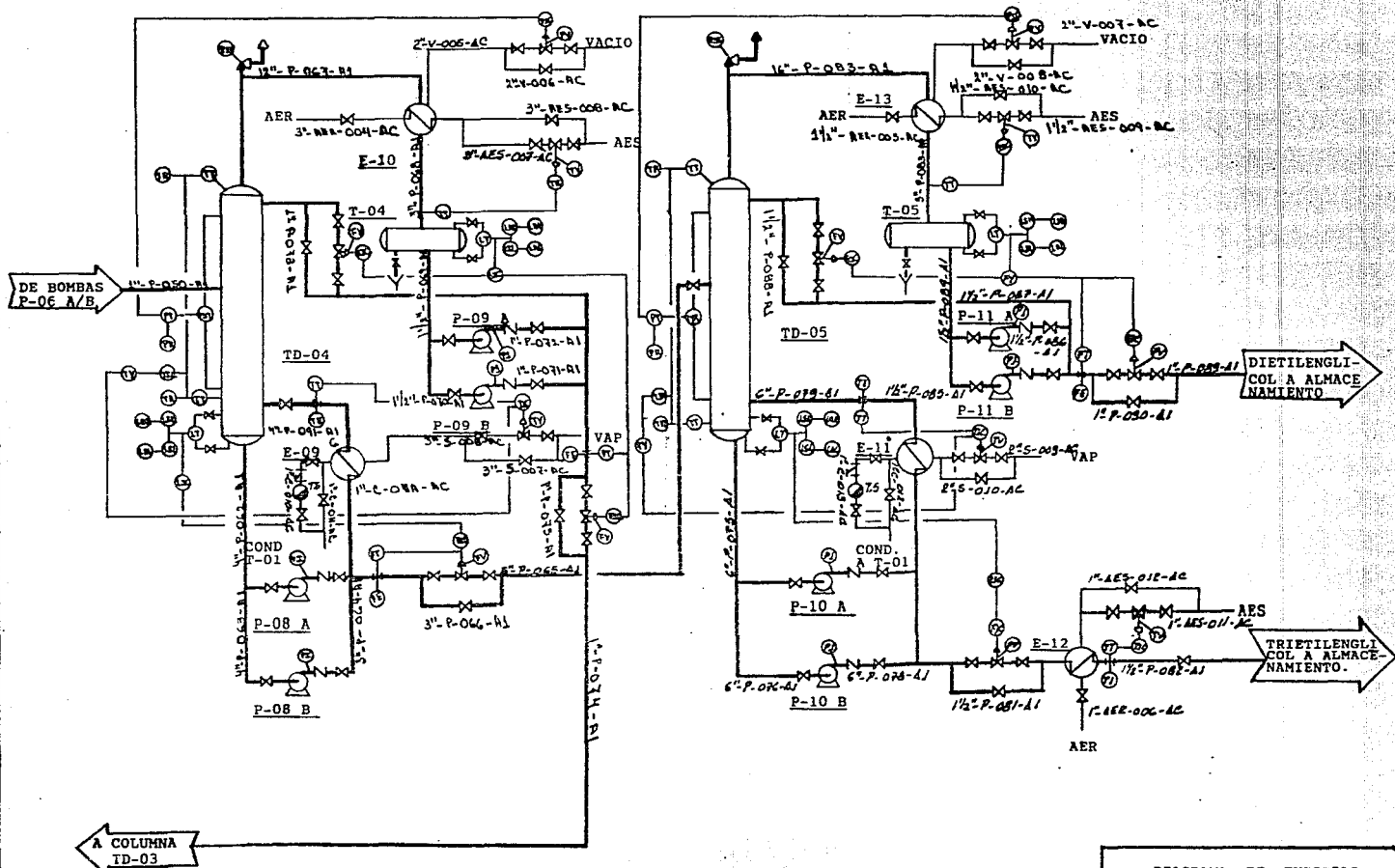


DIAGRAMA DE TUBERIAS
E INSTRUMENTACION
PARA 37 MTPA

DIAG. 4.3	3 DE 3
-----------	--------

CAPITULO V

ADAPTACIONES AL EQUIPO Y AL PROCESO.

Para realizar las adaptaciones que requiere la nueva capacidad de 50 MTA, es necesario volver analizar, mediante la relación de ampliación 50/37, el balance de masa para que, teniéndolo como base, se lleve a cabo el balance de energía manteniendo constantes las temperaturas, propiedades de las corrientes involucradas y los coeficientes de transferencia de calor, lo que nos dará como resultado la nueva área de transferencia requerida en cada uno de los equipos. Así mismo, al conocerse el nuevo flujo, se obtiene el diámetro requerido para las columnas de destilación y la potencia requerida para los equipos de bombeo. Los valores así obtenidos se comparan con las características que poseen actualmente los equipos para que, por diferencia, obtener la capacidad complementaria para la nueva ampliación y llevar a cabo el cálculo de estos nuevos equipos.

5.1 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO.

Este es el mismo que se emplea para la capacidad de 37 MTA y es solamente para presentar los nuevos valores de flujo de materia y calor requerido en cada una de las corrientes manteniendo constantes composición, presión y temperatura de cada una de ellas, posteriormente, se realiza el diagrama para 50 MTA, una vez que se conoce el nuevo equipo requerido.

5.2. BALANCE DE MATERIA.

Para tener una comprensión mas amplia, éste se muestra en forma de tabla sobre el diagrama de flujo de proceso, una vez que se ha analizado con la relación de ampliación de 50/37.

5.3. BALANCE DE ENERGIA.

Al igual que el balance de materia, el balance de energía se presenta en forma de tabla sobre el diagrama de flujo de proceso indicado, para cada una de las corrientes, la carga térmica requerida.

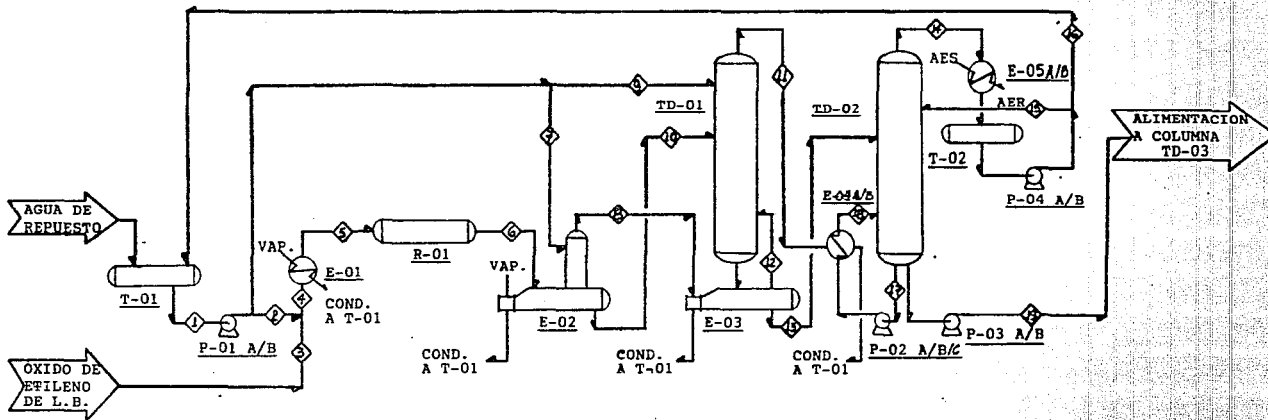
En forma independiente, se indican las cantidades de vapor o de agua de enfriamiento que se requiere para cada uno de los equipos de proceso.

5.3.1. CONSUMOS DE VAPOR Y DE AGUA DE ENFRIAMIENTO.

Estos consumos se obtienen después de analizar mediante la relación 50/37 el balance realizado para 37 MTA los resultados obtenidos para cada uno de los equipos son :

N° de equipo	Masa de vapor	Masa de agua de enfriamiento
E-01	16308.4 lb/Hr	--
E-02	39647.3 lb/Hr	--
E-03	45114.9 lb/Hr	--
E-04	46944.9 lb/Hr	--
E-05	--	1748504.8 lb/Hr
E-06	10816.5 lb/Hr	--
E-07	--	375323.0 lb/Hr
E-08	--	68.0 lb/Hr
E-09	871.3 lb/Hr	--
E-10	--	27649.6 lb/Hr
E-11	811.2 lb/Hr	--
E-12	--	31890.2 lb/Hr
E-13	--	529.3 lb/Hr

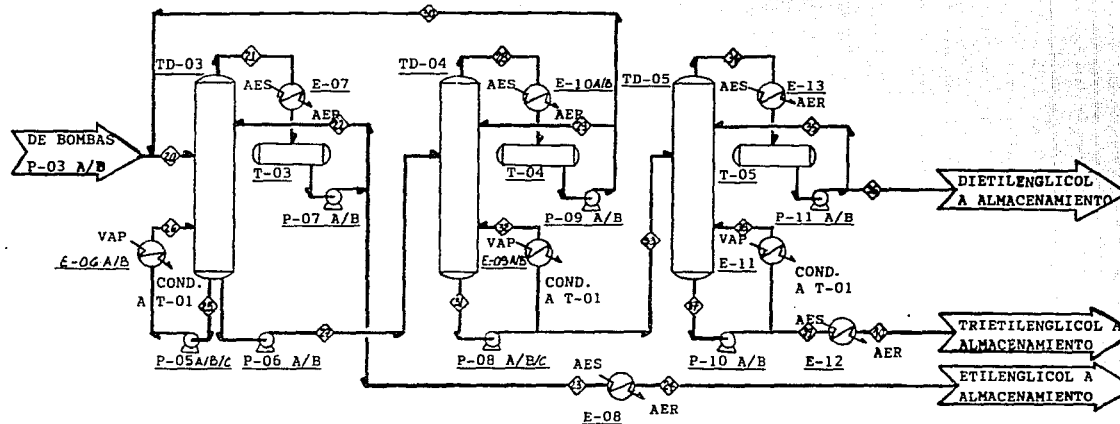
Estos son los consumos, para cada uno de los equipos, requeridos para la operación de la planta a 50 MTA.



T-01 TANQUE PARA AGUA DE REACCION
E-01 PRECALENTADOR DE REACTOR
TD-01 COLUMNA CONC. DE GLICOLES
TD-02 COLUMNA DESHIDRATADORA
P-02 A/B BOMBAS PARA RECIRCULACION DE FONDOS DE COL. DESHIDRAT.
E-05 CONDENSADOR DE COLUMNA DESHIDRAT.
P-03 A/B BOMBAS PARA ALIMENTACION A COLUMNA TD-03
P-04 A/B BOMBAS PARA REFLUJO DE COLUMNA TD-02
E-02 EVAPORADOR DE GLICOLES
E-03 HERVIDOR DE COLUMNA CONC.
E-04 HERVIDOR DE COLUMNA DESH.
T-02 ACUMULADOR DE COLUMNA DESH.
P-01 A/B BOMBAS PARA SUMINISTRO DE AGUA A REAC.
R-01 REACTOR
E-01 HERVIDOR DE COLUMNA CONC.
E-04 HERVIDOR DE COLUMNA DESH.

CORRIENTE		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	
CARACTERIST.																					
TEMPERATURA F		251	251	50	251	250	410	251	340.4	251	264	324.8	332	332	121	121	121	298.4	312.8	298.4	
PRESION PSIA		62.9	552	552	552	542	154	154	153.8	95.6	154.6	85.6	96.4	96.4	1.7	1.7	59.8	2.5	2.5	16.3	
FLUJO Lb/Hr		158425	125278	11657	136936	136936	6448	45210	6636	98174	66344	42546	57925	47732	5959	41771	404164	404164	16154		
Q * 10 ⁶ BTU/Hr		30.6	27.7	0.17	30.25	43.94	50.21	1.47	53.98	1.52	30.95	55.67	11.5	15.68	53.16	5.31	3.72	3.95	3.95	2.66	
COMPOSICION % PESO	ETILENGLICOL	0.04	0.04	—	0.036	0.036	10.49	0.04	0.04	0.04	14.86	0.04	25.17	25.17	0.04	0.04	0.04	90.15	90.15	90.15	
	DIETILENGLIC.	—	—	—	—	—	1.07	—	—	—	1.52	—	2.58	2.58	—	—	—	3.28	3.28	3.28	
	TRITILENGLI.	—	—	—	—	—	0.06	—	—	—	0.08	—	0.15	0.15	—	—	—	0.54	0.54	0.54	
	AGUA	99.96	99.96	—	91.45	91.45	88.17	99.96	99.96	99.96	83.51	99.96	72.05	72.05	99.96	99.96	99.96	0.01	0.01	0.01	
OXIDO DE ETI.	—	—	100	8.51	8.51	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	

DIAGRAMA DE BALANCE DE
 MATERIA Y ENERGIA
 PARA 50 MTPA
 DIAG. 5.1 1 DE 2



<u>TD-03</u>	<u>P-06 A/B</u>	<u>T-03</u>	<u>P-08 A/B</u>	<u>TD-04</u>	<u>E-10</u>	<u>E-08</u>	<u>P-10 A/B</u>	<u>P-11 A/B</u>	<u>T-05</u>
COLUMNA DE ETILENGLICOL ALIMENTACION A COLUMNA TD-04	BOMBAS PARA ALIMENTACION A COLUMNA DE EG.	ACUMULADOR DE COLUMNA DE EG.	BOMBAS PARA REFLUJO DE COLUMNA PURIFICADORA	COLUMNA PURIFICADORA DE GLICOL	CONDENSADOR DE COLUMNA PURIFICADORA	ENFRIADOR DE ETILENGLICOL	BOMBAS PARA REFLUJO DE FONDOS DE COLUMNA DE DIETILENG.	BOMBAS PARA REFLUJO DE DIETILENGLICOL	ACUMULADOR DE DIETILENGLICOL
<u>P-05 A/B</u>	<u>E-07</u>	<u>P-07 A/B</u>	<u>E-09</u>	<u>T-04</u>	<u>P-09 A/B</u>	<u>TD-05</u>	<u>E-13</u>		<u>E-12</u>
BOMBAS PARA RECIRCULACION DE FONDOS DE COLUMNA DE EG.	CONDENSADOR DE ETILENGLICOL	BOMBAS PARA REFLUJO DE ETILENGLICOL	HERVIDOR DE COLUMNA PURIFICADORA	ACUMULADOR DE COLUMNA PURIFICADORA	BOMBAS PARA REFLUJO DE GLICOL	COLUMNA DE DIETILENGLICOL	CONDENSADOR DE DIETILENGLICOL		ENFRIADOR DE TRIETILENGLICOL
	<u>E-06</u>					<u>E-11</u>			
	HERVIDOR DE COLUMNA DE EG.					HERVIDOR DE COLUMNA DE DIETILENGLICOL			

CORRIENTE CARACTERIST.	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
	TEMPERATURA F	291	228.2	140	140	107.6	306	317	306	200	120	120	348	359	348	272	120	120	370	375	370
PRESION PSIA	24.3	0.48	0.48	61.97	51.97	1.50	28.15	37.52	0.19	44.66	44.66	1.25	33.36	43.36	0.19	45.52	45.52	0.32	24.42	34.42	24.42
FLUJO Lb/Hr	1667	21531	7001	14590	14590	1386348	1386348	2276	1613.9	899.8	713.9	109544	109544	1562	2132.7	663.3	1474	230371	230371	230371	88.5
Q * 10 ⁶ BTU/Hr	2.68	11.82	0.43	0.89	0.63	229	229	0.37	0.85	0.044	0.035	21	21.73	0.29	0.93	0.031	0.07	46.6	46.6	46.6	0.017
COMPOSICION % PESO	ETILENGLICOL	90.16	93.33	93.33	93.33	93.33	27.57	27.57	30.34	90.34	90.34	0.163	0.163	0.163	0.172	0.172	0.172	—	—	—	—
	DIETILENGLICOL	0.092	0.049	0.049	0.049	0.049	68.56	68.56	68.56	9.66	3.66	94.29	94.29	94.29	93.2	93.2	93.2	12.56	12.56	12.56	12.56
	TRITILENGLICOL	0.005	—	—	—	—	3.85	3.85	3.85	—	—	5.53	5.53	5.53	0.62	0.62	0.62	87.43	87.43	87.43	87.43
	AGUA	0.017	0.02	0.02	0.02	0.02	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
OXIDO DE ETI.	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—

DIAGRAMA DE BALANCE DE
MATERIA Y ENERGIA
PARA 50 MTPA
DIAG. 5-1 2 DE 2

5.4. EVALUACION DE LOS EQUIPOS DE PROCESO PARA 50 MTA DE CAPACIDAD

Para la realización de este punto es necesario contar con el balance de materia y de energía, complementando con los requerimientos de vapor y de agua de enfriamiento. A continuación se inicia el cálculo de los equipos de proceso empezando con las columnas de destilación, en seguida el de los intercambiadores de calor y finalmente con los equipos de bombeo. Puesto que las secuencias de cálculo se han mostrado en el capítulo anterior, en éste, se enlistarán las principales características obtenidas, comparándose con las que poseen en la realidad. Esto, con el fin de visualizar si el equipo puede emplearse para la nueva capacidad.

5.4.1 EVALUACION DE LAS COLUMNAS DE DESTILACION.

Habiéndose ya elaborado los balances de materia y energía se procede a analizar cada uno de estos equipos siguiendo la secuencia de cálculo desarrollada durante los balances para 37 MTA, esto es, para obtener el diámetro de columna requerido para la nueva capacidad y poderlo comparar con el diámetro real del equipo actual. Una vez realizado esto, se hace una tabla comparativa, visualizándose de esta forma, aquellas columnas que no cumplen con la nueva capacidad y que sea necesario se les acondicione con el objeto de poder cumplir con esta, así se tienen los siguientes resultados :

N° de equipo	Diámetro actual	Diámetro para 50 MTA	Diferencia
	Ft	Ft	Ft
E-02	4.5	4.188	0.312
TD-01	5.5	4.887	0.613
TD-02	15.0	13.414	1.586
TD-03	9.0	10.682	- 1.682
TD-04	4.0	3.943	0.057
TD-05	4.0	4.636	- 0.636



Como se observa dos de estas columnas no cumplen con el diámetro requerido ya que durante el cálculo de las mismas se ha estado considerando un factor de inundamiento del 73%, siendo éste un factor de sobre diseño para funcionamiento de las mismas; sin embargo si se considera este factor de inundamiento al 100%, únicamente para estos dos equipos, los diámetros que se obtienen son :

N° de equipo	Diámetro actual	Diámetro para 50 MTA		Diferencia
	Fi	Con FF=73%	Con FF=100%	Fi
TD-03	9.0	10.682	8.08	0.92
TD-05	4.0	4.636	3.96	0.04

Al llevar a cabo esta modificación, se observa que el diámetro actual de ambas columnas pueden cumplir, de manera satisfactoria, con las nuevas necesidades de ampliación. Por lo que no es necesario rediseñarlas.

5.4.2. EVALUACION DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR.

Para el cumplimiento de este punto, se toman en cuenta los balances de materia y energía, así como también los consumos parciales de agua de enfriamiento y vapor.

La secuencia de cálculo empleada sería la misma que se aplicó durante el diseño realizado de cada uno de los equipos al hacer el dimensionamiento para 37 MTA. Los resultados con los que se haría posible la comparación serían : el área de transferencia requerida por cada equipo y la caída de presión que se tenga a través del haz de tubos y de la coraza, de esta manera se sabría si es que pueden cumplir con la capacidad requerida de 50 MTA.

Los resultados obtenidos para cada equipo, una vez que se ha llevado a cabo su diseño se encuentran en la tabla 5.1

TABLA 5.1

N° de equipo	Area real	Area requerida	Diferencia de
	Fl ²	50 MTA Fl ²	areas Fl ²
E-01	1614	1225	389
E-02	8875	11938	-3063
E-03	7420	9980	-2560
E-04	8895	12020	-3095
E-05	4696	6345	-0565
E-06	625	866	-216
E-07	955	466	459
E-08	155	115	40
E-09	150	195	-45
E-10	160	212	-52
E-11	385	358	27
E-12	196	141	49
E-13	32	26	6

Como se puede ver siete de los equipos no cumplen con el área de transferencia requerida para la nueva capacidad por lo que resulta necesario hacer el cálculo de los mismos, para esto y para que los equipos tengan un mejor funcionamiento el nuevo dimensionamiento se hará con la diferencia másica, esto es para 13 MTA.

En el caso de los intercambiadores tipo marmita, intercambiadores E-02 y E-03, estos equipos como se ve en la tabla 5.1, tienen una gran diferencia de área, sin embargo, estos equipos operan por inundamiento del lado de la coraza, manteniendo entonces, una caída de presión despreciable por ambos lados por lo que no amerita se les haga cambio alguno en su diseño. Para los equipos restantes después de haberse realizado el cálculo de cada uno de ellos para 13 MTA, de acuerdo a la secuencia establecida en el capítulo anterior, los resultados y características que se obtienen son :

Nº de equipo	Carga térmica BTU/Hr	Area de transf. # Ft ²	Diámetro coraza/tubos	Número de tubos ln
E-04 B	10296119	2855	35/3/4	939
E-05 B	12715113	1806	25/3/4	477
E-06 B	2359467	173.5	12/3/4	58
E-09 B	190078	60.3	8/3/4	20
E-10 B	201067	35.6	8/3/4	25

Estos son los nuevos equipos de transferencia de calor así como sus características que habrán de considerarse para la nueva capacidad de operación de la planta.

5.4.3. EVALUACION DE LAS BOMBAS DE PROCESO.

De igual manera que en los equipos anteriores, para el desarrollo de este punto se toma en cuenta el balance de materia y las propiedades de cada una de las corrientes que se involucran en cada uno de los equipos.

La secuencia a seguir es la misma que se empleo en el capítulo anterior para 37 MTA. Los resultados obtenidos se compararan con los del equipo actual, principalmente flujo y potencia, presentándose estos de manera tabular para una mejor comprensión de los mismos en la tabla 5.2.

TAB LA 5.2

Nº de equipo	Potencia real HP	Potencia para 50 MTA HP	Diferencia de potencias HP
P-01	200	187.3	13
P-02	100	149.8	-99.8
P-03	3	0.75	2.25
P-04	10	3.78	6.22
P-05	25	59.36	-34.36
P-06	5	0.35	4.65
P-07	10	2.55	7.45
P-08	10	8.70	-1.3
P-09	3/4	0.42	0.33
P-10	15	10.26	4.74
P-11	1	0.59	0.61

Se puede apreciar que tres de los equipos no cumplen con la capacidad para la ampliación de la planta, por lo que procediendo a la evaluación de estos equipos, empleando al igual que para los intercambiadores de calor, la diferencia másica, ó sea de 13 MTA y la secuencia utilizada durante el cálculo para 37 MTA los resultados son:

Nº de equipo	Flujo volumétrico GPM	Diámetro succión/Descarga in	Potencia requerida HP
P-02-C	1443	10 / 8	25
P-05-C	709	8 / 6	15
P-08-C	56	3 / 2	1 1/2

Estos serán los nuevos equipos de bombeo que se considerarán para cumplir con la nueva capacidad de la planta, con ello se completa así la cantidad de equipos de proceso que se habrán de adquirir para el buen funcionamiento de la planta y pueda cumplir con la capacidad de 50 MTA.

5.5. DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO.

Una vez que se ha conocido los equipos necesarios para llevar a cabo la operación del proceso a 50 MTA se procede a la elaboración del diagrama de flujo, en el únicamente se mostraran los nuevos equipos, ya que este, es el mismo que se elaboró en el punto 5.1, por lo que no se repetirá la tabla correspondiente al balance de materia y energía.

5.6 DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN.

Habiéndose ya elaborado el diagrama de flujo de proceso y conociéndose los nuevos equipos que habrán de formar parte del proceso se procede a la elaboración del diagrama de tuberías e instrumentación para la nueva capacidad de 50 MTA, esto servirá de base para llevar a cabo la evaluación económica.

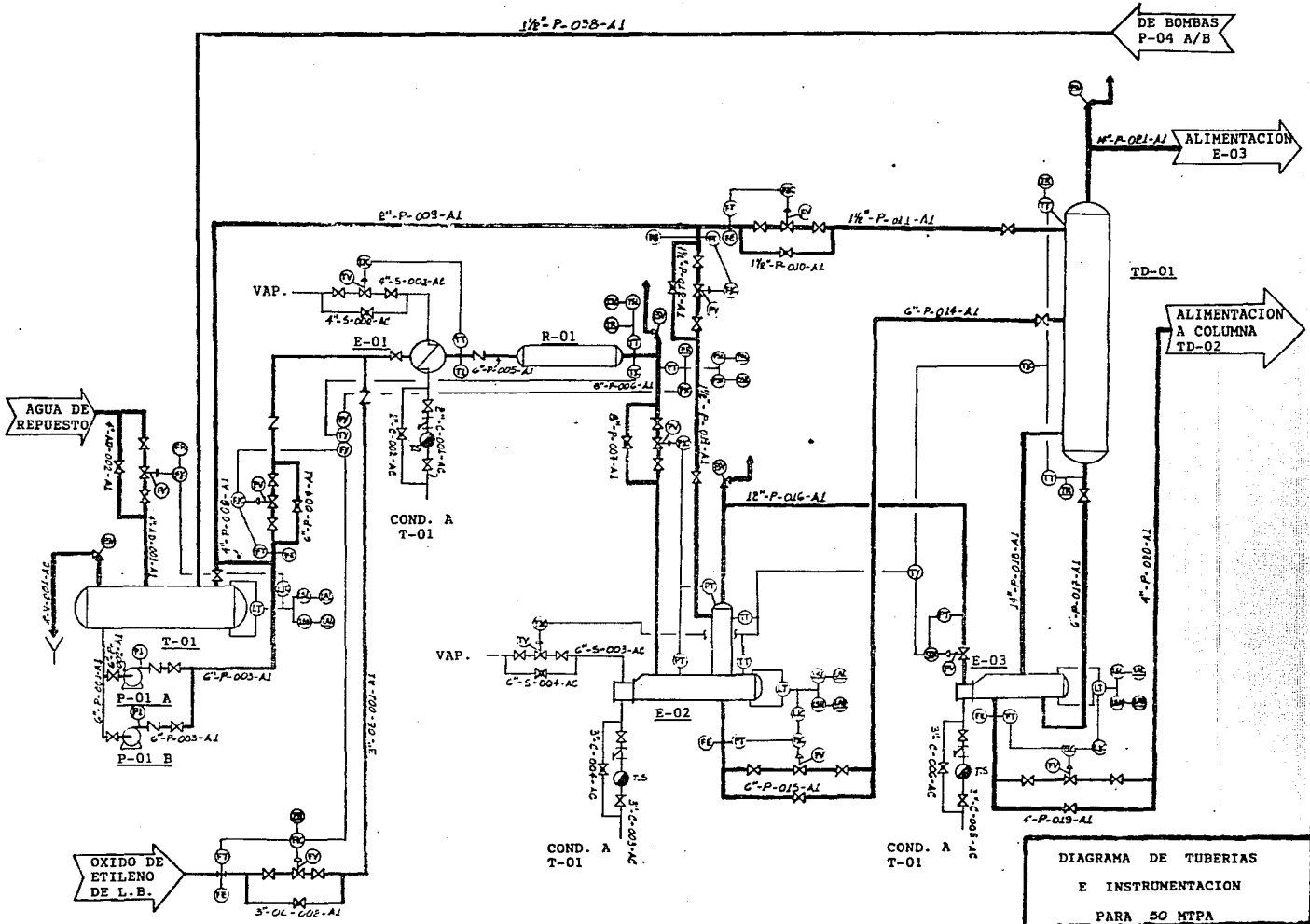
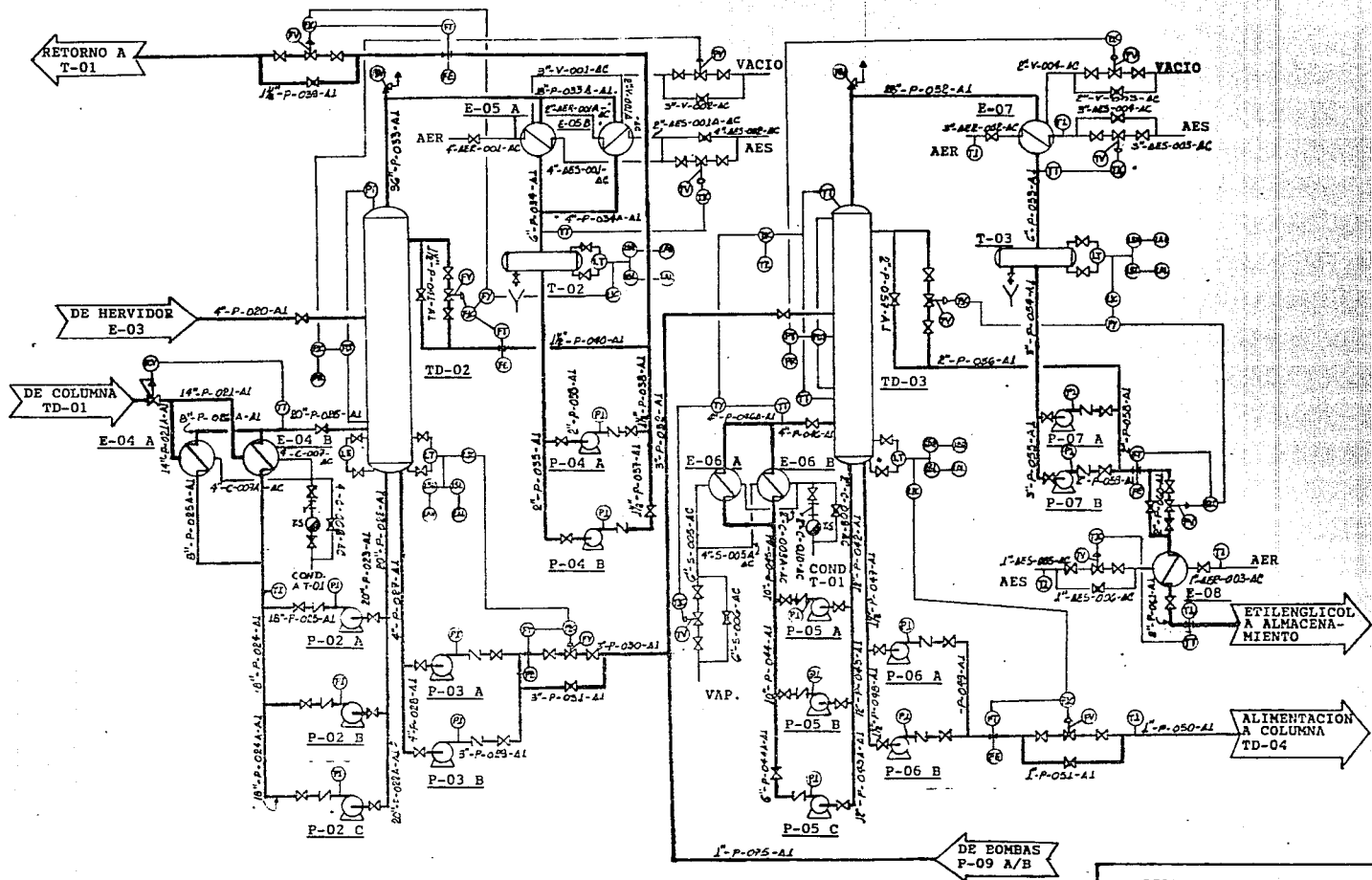


DIAGRAMA DE TUBERIAS
E INSTRUMENTACION
PARA 50 MTPA
DIAG. 5.2 1 DE 3



**DIAGRAMA DE TUBERIAS
 E INSTRUMENTACION
 PARA 50 MTPA**

DIAG. 5.2	2 DE 3
-----------	--------

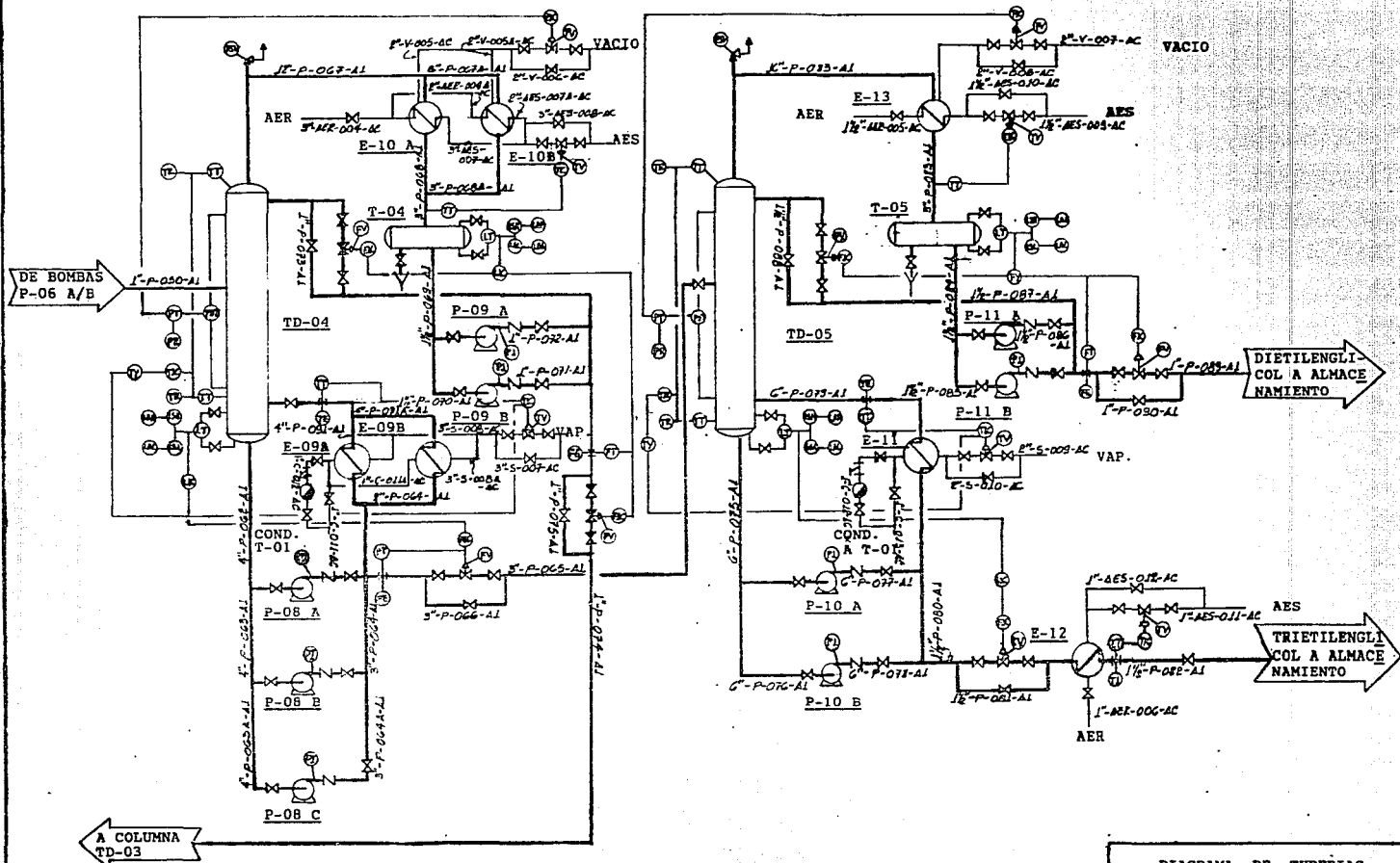


DIAGRAMA DE TUBERIAS
E INSTRUMENTACION
PARA 50 MPa

CAPITULO VI EVALUACION ECONOMICA

Este capítulo constituye el más importante de todos, ya que en él se realiza el análisis de los costos de inversión para llevar a cabo la ampliación a 50 MTPA. Este análisis utiliza técnicas para comparar y decidir entre alternativas sobre la base de su deseabilidad económica o monetaria, asimismo, cuantifica las diferencias y las reduce a una base comparativa que permite una sencilla y acertada elección.

El análisis económico para la decisión entre alternativas puede ser hecho considerando opciones técnicas para el diseño de equipo, instalaciones, proceso más adecuado, etc., sin embargo la decisión definitiva será hecha una vez que se lleve a cabo el análisis de cada una de estas opciones. En el análisis económico se identifican los flujos de dinero en efectivo, respecto al tiempo, a esto se le llama "el valor tiempo del dinero". El no considerar el efecto tiempo respecto al dinero en una decisión de inversión redundaría en fallas que pueden ocasionar un total fracaso financiero; ya que una suma de dinero existe una sola vez en el tiempo pero su valor varía a través del mismo, así dos ó más montos de dinero pueden ser equivalentes en dos momentos diferentes del tiempo, si equivalen así mismos, en un momento dado, a una misma tasa de interés. Esto es lo que nos lleva a la necesidad de conocer el costo total de la inversión, identificando con exactitud los costos fijos y los costos variables, y ver su comportamiento a través del tiempo con el fin de determinar la rentabilidad de la inversión.

6.1 ESTIMADO DE LA INVERSION.

De acuerdo a los datos obtenidos en el capítulo V, para llevar a cabo el cumplimiento de la capacidad a 50 MTPA de glicoles, es necesario acondicionar nuevo equipo con el ya existente. Este equipo sería la

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

base sobre el cual se determinará el costo de la inversión, dicho costo se obtendrá al año de 1991 mediante el método de las seis decimas, dicho método toma como base la capacidad y costo de un equipo ya conocido. Una vez que se tenga el costo de los equipos se procederá a obtener el costo de la inversión mediante el método de Chilton.

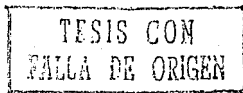
Posteriormente se determinan los gastos de fabricación, el tiempo de recuperación de la inversión y la rentabilidad de la misma.

6.1.1. COSTO DE LOS EQUIPOS DE PROCESO.

Una vez que se analizó el diseño en el capítulo V se determinó el requerimiento de los nuevos equipos para cubrir la capacidad, estos equipos y sus características son:

No. DE EQUIPO	CARACTERISTICAS
E-04-B	Area = 2855 Ft ² dc= 35 in, dt = 3/4 in, 939 tubos
E-05-B	Area = 1806 Ft ² dc= 25 in, dt = 3/4 in, 477 tubos
E-06-B	Area = 173.5 Ft ² dc= 12 in, dt = 3/4 in, 58 tubos
E-09-B	Area = 60.3 Ft ² dc= 8 in, dt = 3/4 in, 20 tubos
E-10-B	Area = 35.6 Ft ² dc= 8 in, dt = 3/4 in, 25 tubos
P-02-C	Flujo = 1443 GPM, ds = 10 in, dd = 8 in, Hp = 25
P-03-C	Flujo = 709 GPM, ds = 8 in, dd = 6 in, Hp = 15
P-08-C	Flujo = 56 GPM, ds = 3 in, dd = 2 in, Hp = 1 1/2

Para determinar el costo de estos equipos se emplearía el método de las seis decimas, este método relaciona el costo y la capacidad de equipos de proceso, así, el costo conocido de una unidad similar pero de diferente tamaño es multiplicada por la relación de tamaños elevada al exponente a emplear para cada equipo, que en caso de no conocerse se considera igual a 0.6.



Procediendo a obtener el costo de estos equipos se consultó a un fabricante para los intercambiadores de calor, quien proporcionó dos valores de costo para dos intercambiadores de diferente área de transferencia, los cuales se emplearon uno para los equipos de mayor área y otro para los de menor. Para el caso de las bombas se obtuvieron, igualmente, dos valores de costo para equipo de diferente tamaño, los mismos se emplearon para determinar el costo de estos equipos.

Para los intercambiadores de calor los valores proporcionados, fueron:

a) Intercambiador de calor de tubos y coraza con las siguientes características:

--- Área de transferencia	2205 Ft ²
--- Longitud de tubos	16 Ft
--- Diámetro de la coraza	24 in
--- Número de tubos	700
--- Costo del equipo	\$ 226,932,000.00

El valor de este equipo es al mes de enero de 1991.

b) Intercambiador de calor de tubos y coraza con las siguientes características:

--- Área de transferencia	118 Ft ²
--- Longitud de tubos	12 Ft
--- Diámetro de la coraza	12 in
--- Número de tubos	51
--- Costo del equipo	\$ 41,710,000.00

El valor de este equipo es al mes de enero de 1991.

Similarmente el costo de dos bombas de diferente capacidad fué:

a) Bomba centrífuga con las siguientes características:

--- RPM	3500
--- Diámetro de succión	8 in
--- Diámetro de descarga	6 in

--- Potencia del motor 20 Hp
 --- Capacidad de bombeo 630 GPM
 --- Costo del motor y bomba \$ 22,372,530.00
 El valor de este equipo es al mes de enero de 1991.

b) Bomba centrífuga con las siguientes características:

--- RPM 1750
 --- Diámetro de succión 3 in
 --- Diámetro de descarga 2 in
 --- Potencia de bombeo 3 Hp
 --- Capacidad de bombeo 45 GPM
 --- Costo del motor y bomba \$ 9,510,550.00
 El valor de este equipo es al mes de enero de 1991.

Con estos valores se obtiene ahora el valor de cada uno de los equipos aplicando el método de las seis décimas. Para intercambiadores de calor el valor del exponente es de 0.44 y para bombas centrífugas de 0.33 (5). Con estos valores el costo que se obtiene de cada equipo es :

Intercambiadores de calor

No. de Equipo	Area de Transferencia	Costo
E-04-B	2855 Ft ²	\$ 254,250,988.00
E-05-B	1806 Ft ²	\$ 207,850,832.00
E-06-B	173.5 Ft ²	\$ 49,420,130.00
E-09-B	60.3 Ft ²	\$ 31,042,145.00
E-10-B	35.6 Ft ²	\$ 24,919,756.00

Equipo de bombeo	Capacidad	Costo
No. de Equipo	GPM	\$
P-02-C	1443	\$ 29,409,700.00
P-05-C	709	\$ 23,261,942.00
P-08-C	56	\$ 10,222,275.00

Obteniendo ahora el costo total de los equipos este es:

Costo estimado de los equipos = \$ 630,377,768.00

El costo será el que sirva como base para la aplicación del método de "Chilton" en la obtención total de la inversión.

6.2. ESTIMACION DE LA INVERSION.

El procedimiento para llevar a cabo la inversión de la planta por medio de una estimación detallada de costos, como las que de manera típica son producidas por los departamentos de estimaciones económicas integrados por personal especializado en la materia. El método de Chilton ofrece una estimación detallada para obtener el costo total de la planta, y permite la variación de partes importantes del costo de ésta, de acuerdo con el criterio del estimador y con su conocimiento de la situación particular. En el diagrama 6.1 se presenta el método de "Chilton" para la estimación de costos totales de la planta (Δ).

Partiendo de este diagrama el costo de cada uno de los conceptos es el siguiente:

a.-Costo del equipo estimado

$$I = \$ 630,377,768.00$$

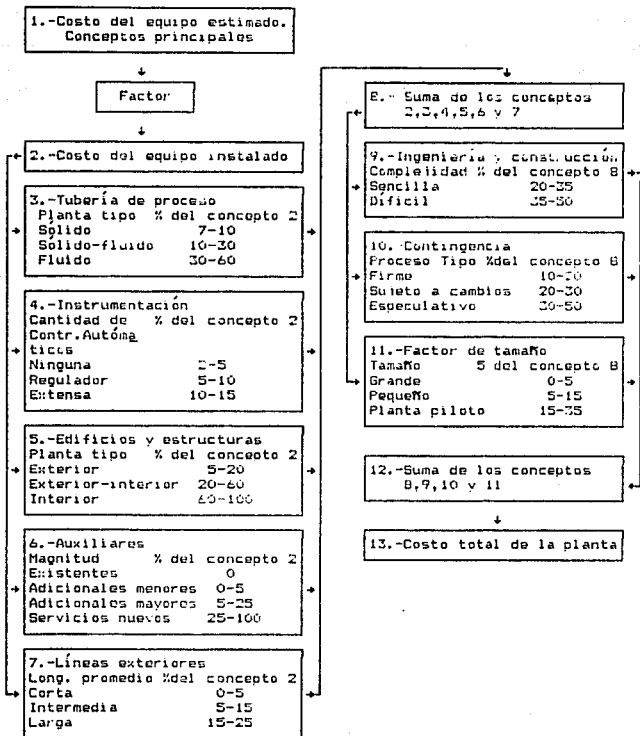
b.-Costo del equipo instalado

$$II = 0.15 * I = \$ 94,556,665.90$$

c.-Costo de la tubería de proceso

$$III = 0.45 * I = \$ 283,669,995.00$$

FIG. 6.1 METODO DE COLTON PARA LA ESTIMACION DE LOS COSTOS TOTALES DE LA PLANTA.



TEJES CON
FALLA DE ORIGEN

d.-Costo de la instrumentación.

Se considera automática regular

$$IV = 0.10 * I = \$ 63,037,777.00$$

e.-Costo de los edificios y estructuras.

Se considera que es externo e interno.

$$V = 0.4 * II = \$ 37,822,666.00$$

f.-Costo de servicios auxiliares.

Se estima son adiciones menores

$$VI = 0.03 * II = \$ 2,836,700.00$$

g.-Costo de líneas exteriores.

Se elige que estas son cortas

$$VII = 0.05 * II = \$ 4,727,833.00$$

Total de los conceptos II al VII

$$VIII = \$ 486,651,636.00$$

h.-Costo de la ingeniería y construcción.

Se considera de difícil complejidad

$$IX = 0.4 * VIII = \$ 194,660,655.00$$

i.-Estimación de contingencia.

$$X = 0.3 * VIII = \$ 145,995,491.00$$

j.-Costo debido al factor de tamaño.

Por ser completación se considera pequeño

$$XI = 0.15 * VIII = \$ 72,997,746.00$$

k.-Total de los conceptos VIII a XI.

$$XII = \$ 900,305,528.00$$

Este sería el costo final de la inversión al mes de enero de 1991.

6.3 INGRESOS.

Estos son los que se obtengan debido a la venta del volumen producido de glicoles. el precio que se considerará sería el que rige en el mercado nacional al mes de enero de 1991. Los precios de cada uno de los glicoles son:

	Precio Nacional (\$/Kg)
Etilenglicol	1,178.00
Dietilenglicol	1,462.00
Trietilenglicol	3,608.00

6.4 EGRESOS.

Dentro de este rubro se considerará todos aquellos gastos que se llevan a cabo para la obtención de los glicoles, principalmente los costos de las materias primas y servicios auxiliares de la mano de obra.

6.4.1. COSTO VARIABLE.

La base para determinar este costo sería la producción de 1Kg de cada glicol, la cantidad de las materias primas se obtiene de la estequiometría de cada reacción, el consumo de los servicios del balance de materia y energía así como las características de los equipos, para obtener el costo de cada uno de los productos elaborados. Finalmente el costo que se obtiene se multiplica por la cantidad que se produce de cada uno de estos y se suma para obtener el costo variable total, así el costo de cada uno es:

ETILENGLICOL			
MATERIA PRIMA	CONSUMO	PRECIO \$	TOTAL \$
Oxido de etileno	0.7098 Kg	779.00/Kg	552.92
Agua desmineralizada	0.2902 Kg	13.25/Kg	3.85
Vapor	10.0000 Kg	28.00/Kg	280.00
Energía eléctrica	0.1000 Kw-hr	157.00/Kw-hr	15.70
Agua de enfriamiento	322.5000 Kg	0.11/Kg	35.48
El costo unitario es: \$ 887.96			

DIETILENGLICOL

MATERIA PRIMA	CONSUMO	PRECIO \$	TOTAL \$
Oxido de etileno	0.4151 Kg	779.00/Kg	323.36
Etilenglicol	0.5849 Kg	887.96/Kg	519.37
Vapor	1.3000 Kg	28.00/Kg	36.40
Energía eléctrica	0.0300 Kw-hr	157.00/Kw-hr	4.71
Agua de enfriamiento	89.0300 Kg	0.11/Kg	9.82
El costo unitario es: \$ 893.66			

TRIETILENGLICOL

MATERIA PRIMA	CONSUMO	PRECIO \$	TOTAL \$
Oxido de etileno	0.2923 Kg	779.00/Kg	228.48
Dietilenglicol	0.7067 Kg	893.66/Kg	631.55
Vapor	20.2000 Kg	28.00/Kg	565.60
Energía eléctrica	0.3800 Kw-hr	157.00/Kw-hr	59.66
Agua de enfriamiento	1.6800 Kg	0.11/Kg	0.18
El costo unitario es: \$ 1485.47			

Elaborando una tabla que comprenda la producción anual de cada uno de los productos junto con su costo variable se obtiene el valor total en cada año. Así los resultados obtenidos se muestran en la tabla 6.1.

TABLA 6.1 CALCULO COSTO VARIABLE. *

AÑO	ETILENGLICOL		DIETILENGLICOL		TRIETILENGLICOL		TOTAL	
	Volumen (Ton)	C.V. (MM\$)	Volumen (Ton)	C.V. (MM\$)	Volumen (Ton)	C.V. (MM\$)	Volumen (Ton)	C.V. (MM\$)
1991	11746	6933	1187	0.803	71.3	0.057	13000	6933.8
1992	11746	6933	1187	0.803	71.3	0.057	13000	6933.8
1993	11746	6933	1187	0.803	71.3	0.057	13000	6933.8
1994	11746	6933	1187	0.803	71.3	0.057	13000	6933.8
1995	11746	6933	1187	0.803	71.3	0.057	13000	6933.8
1996	11746	6933	1187	0.803	71.3	0.057	13000	6933.8
1997	11746	6933	1187	0.803	71.3	0.057	13000	6933.8
1998	11746	6933	1187	0.803	71.3	0.057	13000	6933.8
1999	11746	6933	1187	0.803	71.3	0.057	13000	6933.8
2000	11746	6933	1187	0.803	71.3	0.057	13000	6933.8

* Estos valores son a pesos constantes, Enero de 1991.

6.4.2. MANO DE OBRA DIRECTA.

De acuerdo al personal que se requiere para manejar la planta, este consiste de un supervisor y cuatro operarios por turno, los salarios que perciben considerados al mes de enero de 1991 y las prestaciones que reciben son:

EMPLEADO	SALARIO MENSUAL \$	PRESTACIONES \$	TURNO	SALARIO TOTAL \$
1 SUPERVISOR	2,100,000.00	367,500.00	4	9,870,000.00
4 OPERARIOS	365,000.00	52,050.00	4	1,708,200.00

El costo total al mes es: \$11,578,200.00

Se trabajarán 3 turnos al día, pero se considera un cuarto que es de relevo.

El costo de la mano de obra al año es:

Mano de obra = \$ 11,578,200.00 x 12

Mano de obra = \$ 138,938,400.00

6.5. ANALISIS FINANCIERO.

Para llevar a cabo la realización de este punto es necesario saber distinguir lo que son los activos y pasivos de una empresa.

Los activos son los recursos que posee la empresa o que se adeudan a esta. Existen dos clases: los activos corrientes que representan el capital de trabajo de corta vida de la compañía (dinero en efectivo, cuentas por cobrar, etc) que son recuperados en poco tiempo, y los activos fijos que poseen una larga vida útil (terreno, equipos, etc) la conversión a efectivo de estos requerirá una reorientación importante de la compañía (7).

Los pasivos son un resumen de las obligaciones financieras de la compañía.



Teniendo conocimiento de lo anterior se considera lo siguiente:

- La evaluación es al mes de enero de 1991.
- El precio de la venta será el mismo durante todo el período.
- * Mano de obra directa: 1 supervisor y 4 operarios.
- * Materiales de operación: 5% de la mano de obra directa.
- * Laboratorio: 10% de la mano de obra directa.
- * Gastos generales de planta: 50% de la suma de la mano de obra directa y gasto de mantenimiento.
- * Depreciación: lineal al 10% anual.
- Gastos de administración y ventas: 4% de las ventas netas.
- Gastos financieros: 5% de la utilidad de operación solo el primer año.
- Regalías: 1% de las ventas netas.
- ISR: 42% de la utilidad antes de impuestos.
- PTU: 9% de la utilidad antes impuestos.
- Caja: 4 días del costo variable.
- Inventarios: Materia prima: 10 días del costo variable.
Producto en proceso: 2 días del costo variable.
Producto terminado: 25 días del costo variable.
Se consideran 315 días/año.
- Cuentas por cobrar: 30 días de las ventas.
- Cuentas por pagar: 30 días del costo variable.
- Capital social: 100% sobre la inversión.

Llevando a cabo las operaciones necesarias se resumen en las siguientes tablas los resultados obtenidos:

TABLA 6.2 VALOR DE LAS VENTAS.*

PRODUCTO	PRECIO DE VENTA \$/Kg	VOLUMEN (TON)	TOTAL (MM\$)
ETILENGLICOL	1178.00	11746	13836
DIETILENGLICOL	1462.00	1187	1735
TRITILENGLICOL	3608.00	71.3	0.257

* Los valores son constantes durante todo el período evaluatorio del año 1991 al 2000.

TABLA 6.4 BALANCE GENERAL

	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000
CAJA	146.8	146.8	146.8	146.8	146.8	146.8	146.8	146.8	146.8	146.8
EXCEDENTE DE CAJA	20.9	1504.9	2988.7	4472.4	5956.1	7439.9	8923.6	10407.3	11891.1	13374.8
INV. MAT. PRIMA	367.0	367.0	367.0	367.0	367.0	367.0	367.0	367.0	367.0	367.0
INV. PROD. TERMIN.	440.3	440.0	440.0	440.0	440.0	440.0	440.0	440.0	440.0	440.0
INV. PROD. EN PROC.	73.4	73.4	73.4	73.4	73.4	73.4	73.4	73.4	73.4	73.4
CUENTAS POR COB.	1478.3	1478.3	1478.3	1478.3	1478.3	1478.3	1478.3	1478.3	1478.3	1478.3
ACTIVO CIRC.	2526.7	4010.4	5494.2	6977.9	8461.6	9945.4	11429.1	12912.8	14396.6	15880.3
ACT. FIJO AL COST.	900.3	900.3	900.3	900.3	900.3	900.3	900.3	900.3	900.3	900.3
DEPREC. ACUM.	90.0	180.0	270.1	360.1	450.1	540.2	630.2	720.2	810.3	900.3
ACT. FIJO NETO	810.3	720.3	630.2	540.2	450.2	360.1	270.1	180.1	90.0	0.0
ACTIVO TOTAL	3337.0	4730.7	6124.4	7518.1	8911.8	10305.5	11699.2	13092.9	14486.6	15880.3
CUENTAS POR PAG.	1100.9	1100.9	1100.9	1100.9	1100.9	1100.9	1100.9	1100.9	1100.9	1100.9
PASIVO TOTAL	1100.9	1100.9	1100.9	1100.9	1100.9	1100.9	1100.9	1100.9	1100.9	1100.9
CAPITAL SOCIAL	900.3	900.3	900.3	900.3	900.3	900.3	900.3	900.3	900.3	900.3
UTIL. EJER.ANT.	0.0	1335.8	2729.5	4123.2	5516.9	6910.6	8304.3	9698.0	11091.7	12485.4
UTIL. DEL EJER.	1335.8	1393.7	1393.7	1393.7	1393.7	1393.7	1393.7	1393.7	1393.7	1393.7
CAP. CONTABLE	2236.1	3629.8	5023.5	6417.2	7810.9	9204.6	10598.3	11992.0	13385.7	14779.4
PAS. Y CAPITAL	3337.0	4730.7	6124.4	7518.1	8911.8	10305.5	11699.2	13092.9	14486.6	15880.3

6.6 CALCULO DE LOS INDICADORES ECONOMICOS.

El cálculo de los indicadores económicos o razones financieras son una serie de relaciones que muestran liquidez, eficiencia y rentabilidad para llevar a cabo el desarrollo de un proyecto.

La información para el cálculo de estos indicadores se obtiene del balance general, su significado y la información que involucra en cada uno de ellos es la siguiente:

1* Indice de liquidez.

- a) Razón corriente. Esta razón se emplea para analizar las condiciones de capital de trabajo de la compañía, involucra el activo circulante y el pasivo.

$$\text{Razón corriente} = \frac{\text{Activo circulante}}{\text{Pasivo circulantes}} \geq 2$$

- b) Razón de prueba ácida. Esta razón está definida por:

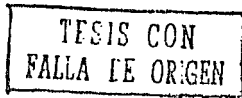
$$\text{Razón de prueba ácida} = \frac{\text{Activo Circulante} - \text{inventarios}}{\text{Pasivo circulante}} \geq 1$$

Esta razón es significativa para las situaciones de emergencia cuando la compañía debe cubrir deudas a corto plazo empleando sus activos fácilmente convertibles.

- c) Razón de solvencia. Esta razón nos indica la forma en que la empresa respalda lo que debe con lo que tiene, guiándose por la razón de solvencia y la razón de capital, estas están dadas por:

$$\text{Razón de endeudamiento} = \frac{\text{Pasivo total}}{\text{Activo total}} \times 100 < 50\%$$

$$\text{Razón de capital} = \frac{\text{Capital contable}}{\text{Activo total}} = \times 100 > 50\%$$



2° Índice de eficiencia.

- a) Razón de margen neto. Este índice indica la relación entre la utilidad neta y las ventas.

$$\text{Razón de margen neto} = \frac{\text{Utilidad neta}}{\text{Ventas}} \times 100$$

- b) Razón de margen bruto. Nos muestra la relación entre la utilidad bruta y las ventas.

$$\text{Razón de margen bruto} = \frac{\text{Utilidad bruta}}{\text{Ventas}} \times 100$$

3° Índice de rentabilidad.

- a) Retorno sobre la inversión (ROI). Relaciona la utilidad neta y el activo total de la compañía.

$$\text{ROI} = \frac{\text{Utilidad neta}}{\text{Activo total}} \times 100 \geq 10\%$$

- b) Retorno sobre capital contable (R.C.C.). Muestra la relación entre la utilidad neta y el capital contable.

$$\text{R.C.C.} = \frac{\text{Utilidad neta}}{\text{Capital contable}} \times 100 > \text{ROI}$$

- c) Retorno sobre capital social (RCS). Muestra la relación entre la utilidad neta y el capital social.

$$\text{RCS} = \frac{\text{Utilidad neta}}{\text{Capital social}} \times 100 > \text{R.C.C.}$$

Los resultados que se obtienen después de aplicar los diversos índices se muestran en la tabla 6.5

Una vez que se han obtenido los diferentes valores de los índices económicos se ve que en términos generales el proyecto, motivo del presente estudio, cumple satisfactoriamente con todos ellos, concluyéndose que la empresa tiene gran liquidez y bastante solvencia.

Por lo que respecta a la rentabilidad del proyecto, esta es bastante buena.

CAPITULO VII

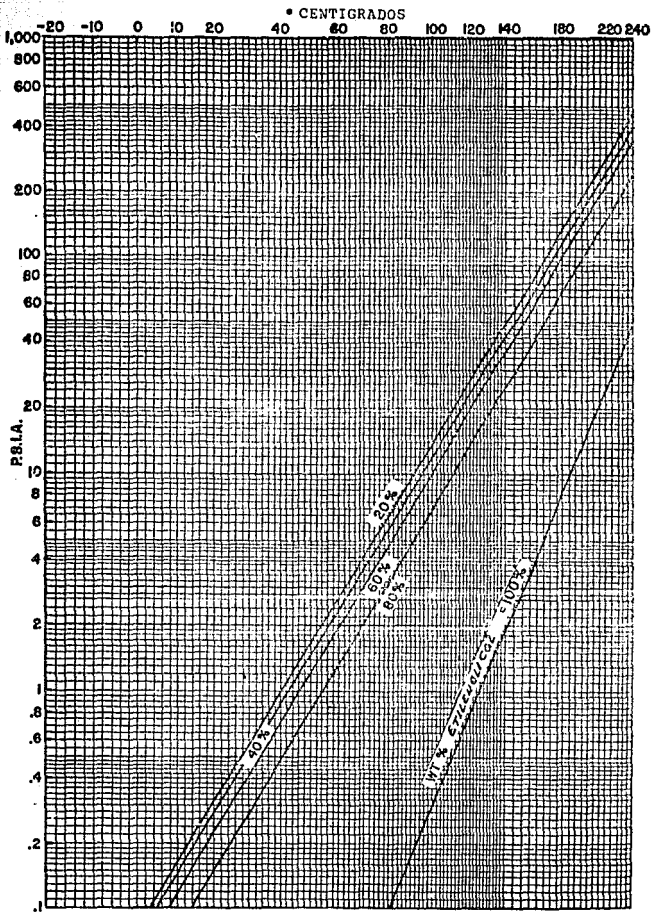
CONCLUSIONES.

De acuerdo a lo expuesto anteriormente y una vez realizado el análisis económico para la ampliación de la planta de glicoles, se obtienen las siguientes conclusiones:

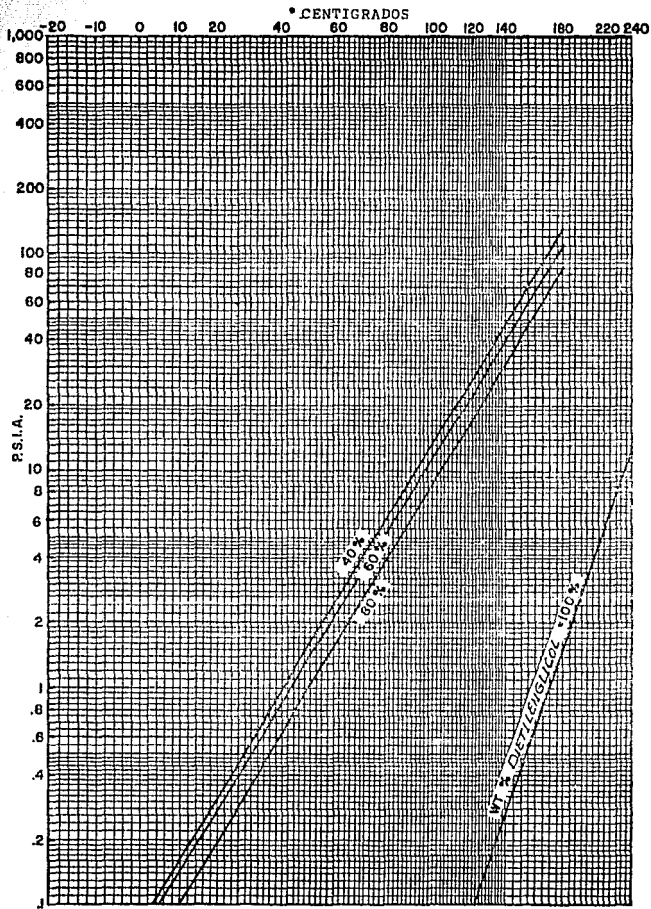
1. De acuerdo a la evaluación financiera del proyecto se observa que todos los índices para justificar la inversión son bastante buenos lo que garantizan la realización del mismo.
2. Con base al análisis del equipo actual, se requieren un mínimo de adiciones para mantener la funcionalidad de la planta a la nueva capacidad.
3. La producción de los glicoles, dada la gran disponibilidad de las materias primas en la zona, donde se realiza el presente trabajo, queda plenamente garantizada.
4. La realización de este proyecto permite que el total de la producción se distribuya hacia el mercado nacional, ayudando a que la fuga de divisas disminuya debido a la importación de los productos.
5. El incremento a la producción que se dara con la realización de este proyecto ayudará a ganar el mercado nacional de los glicoles el cual es bastante amplio ya que esta acaparado únicamente por tres compañías.

APENDICE I

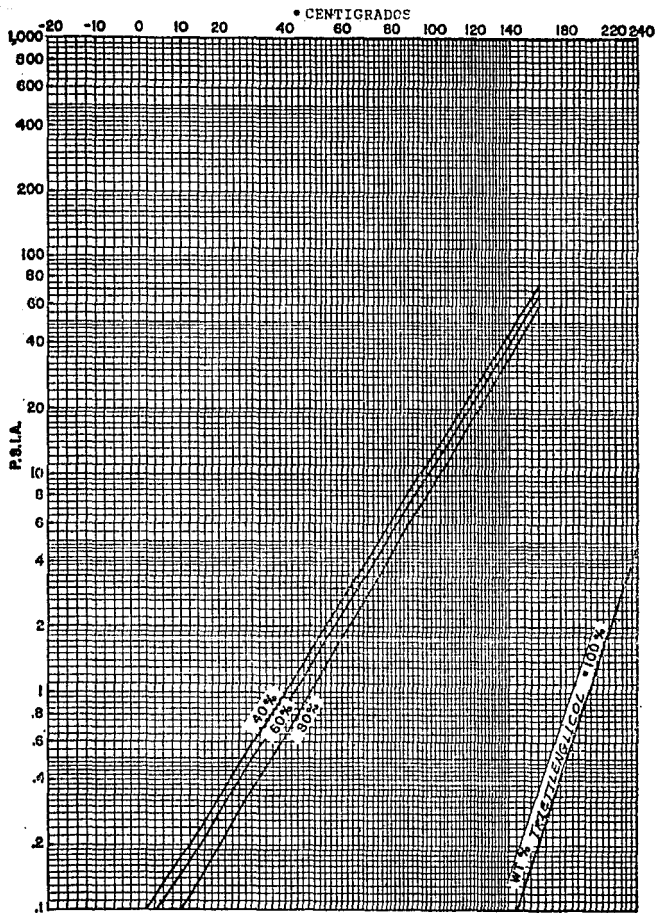
DIAGRAMA DE PROPIEDADES DE LOS GLICOLES



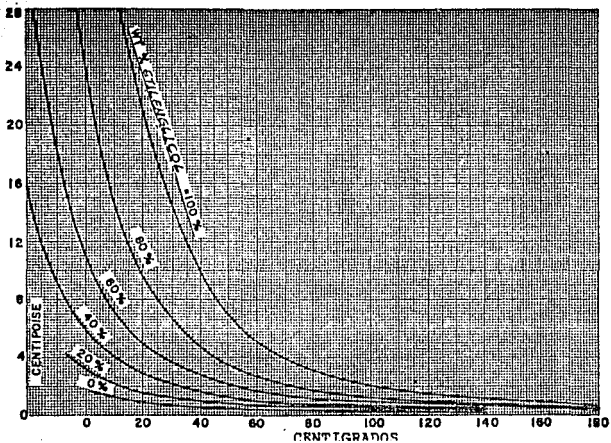
Presión de vapor de soluciones de etilenglicol en un rango de 0°C a 240°C. (3)



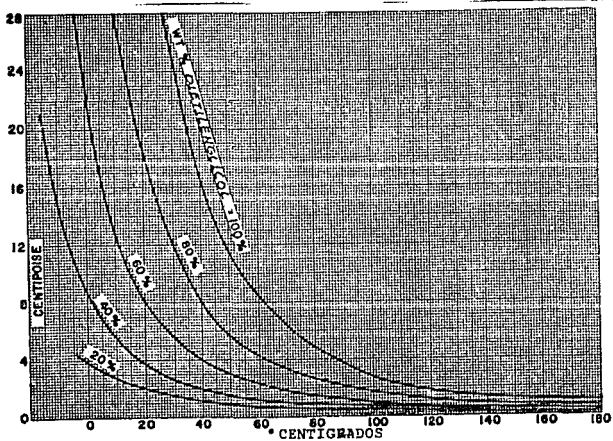
Presión de vapor de soluciones de dietilenglicol en un rango de 0°C a 240°C .(3)



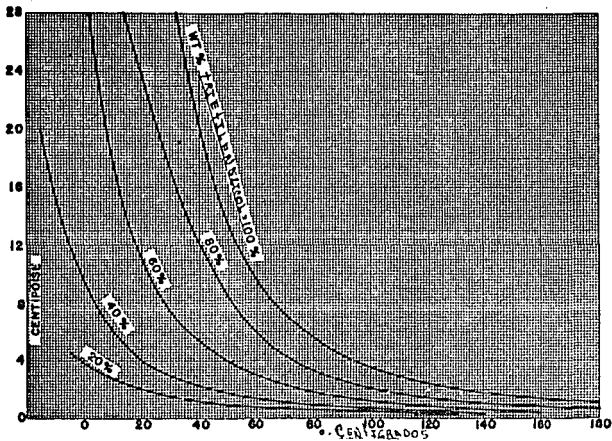
Presión de vapor de soluciones de trietilenglicol en un --
rango de 0°C a 160°C. (3)



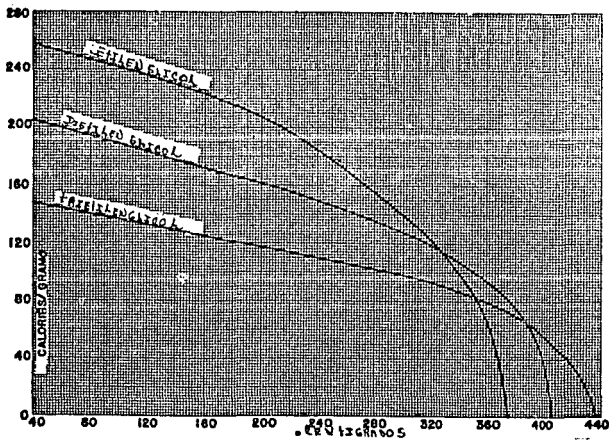
Viscosidad de soluciones de etilenglicol en un rango de -20°C a 180°C . (3)



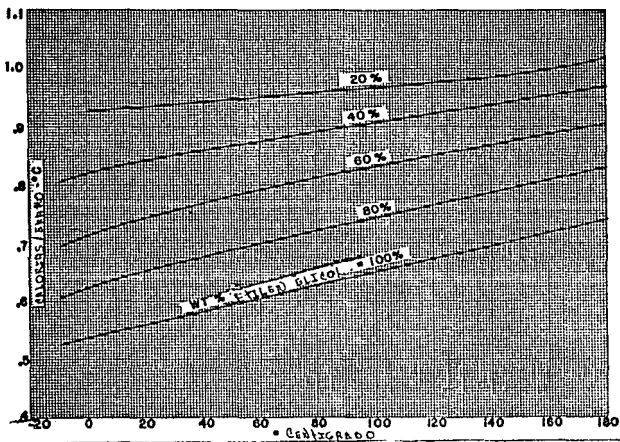
Viscosidad de soluciones de dietilenglicol en un rango de -15°C a 180°C . (3)



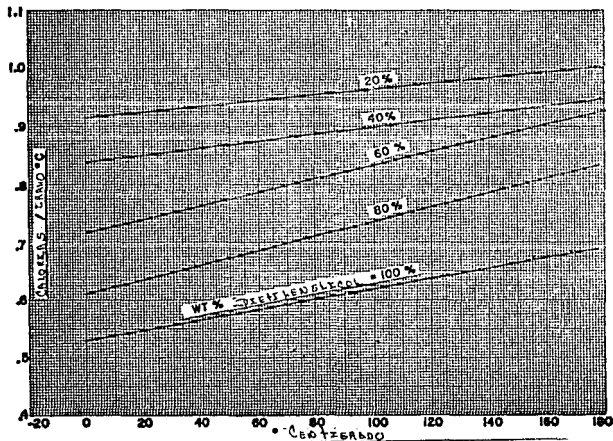
Viscosidad de soluciones de trietilenglicol en un rango de -15°C a 180°C. (3)



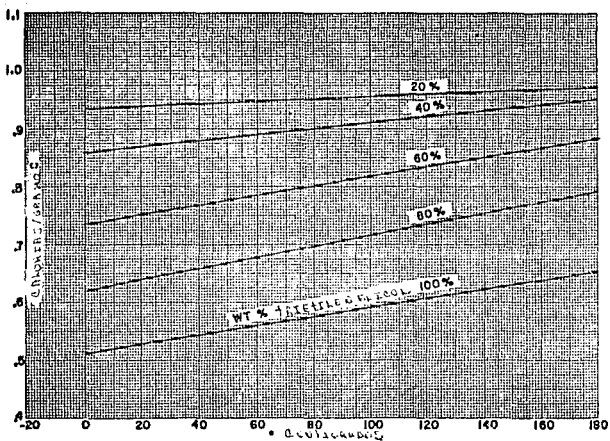
Calor de vaporización de glicoles en un rango de 40°C a 440°C. (3)



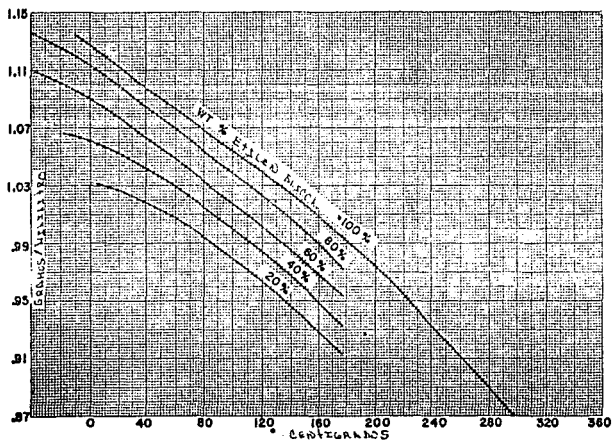
Calor específico de soluciones de etilenglicol en un rango de -10°C a 180°C . (3)



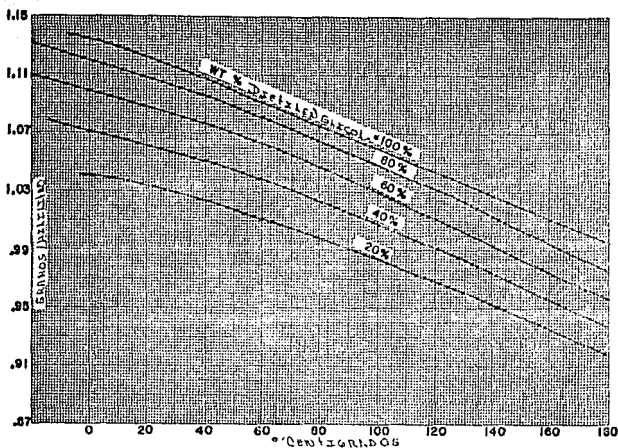
Calor específico de soluciones de dietilenglicol en un rango de 0°C a 180°C . (3)



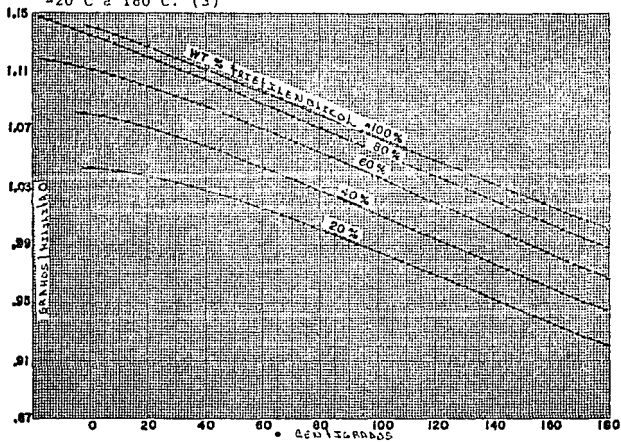
Calor específico de soluciones de trietilenglicol en un rango de 0°C a 180°C. (3)



Densidad de soluciones de etilenglicol en un rango de -40°C a 300°C. (3)



Densidad de soluciones de dietilenglicol en un rango de -20°C a 180°C . (3)



Densidad de soluciones de trietilenglicol en un rango de -20°C a 180°C . (3)

APENDICE II

NOMENCLATURA

I. NOMENCLATURA PARA COLUMNAS DE DESTILACION.

D	MASA DE DESTILADO
V	MASA DE VAPOR
R	MASA DE RESIDUO
A	MASA DE ALIMENTACION
R _m	MASA DE REFLUJO
P ^o	PRESION DE VAPOR
Y	COMPOSICION DEL VAPOR
x	COMPOSICION DEL LIQUIDO
α	VOLATILIDAD RELATIVA
NPT	NUMERO DE PLATOS TEORICOS
NPR	NUMERO DE PLATOS REALES
η	EFICIENCIA DE LOS PLATOS
M	PESO MOLECULAR
ρ	DENSIDAD
FPL	LONGITUD DE LA TRAYECTORIA DE FLUJO
V _{load}	CARGA DE VAPOR
CAF	CAPACIDAD DEL VAPOR
F.S	FACTOR RECOMENDADO PARA EL TIPO DE SISTEMA
CAFo	FACTOR DE FLUJO
TS	SEPARACION ENTRE PLATOS
AAM	AREA ACTIVA
F.F.	FACTOR DE INUNDAMIENTO
Q	CARGA DE LIQUIDO EN EL PLATO
ADM	AREA DE DESCENSO DE LA COLUMNA
V _d	VELOCIDAD DE DISEÑO DE DESCENSO
A _t	AREA DE LA TORRE
D _t	DIAMETRO DE LA TORRE.

II. NOMENCLATURA PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR.

k	CONDUCTIVIDAD TERMICA
L	LONGITUD DEL TUBO
$MLDT$	MEDIA LOGARITMICA DE LA DIFERENCIA DE TEMPERATURA
N	NUMERO DE DEFLECTORES
N_t	NUMERO DE TUBOS
n	NUMERO DE PASOS EN LOS TUBOS
DE	DIAMETRO EXTERIOR DEL TUBO
ΔP	CAIDA DE PRESION
Q	CARGA TERMICA
Re	NUMERO DE REYNOLDS
Δt	DIFERENCIA DE TEMPERATURA
U	COEFICIENTE TOTAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR
V	VELOCIDAD
μ	VISCOSIDAD
ρ	DENSIDAD
ϕ	RAZON DE VISCOSIDADES
PM	PESO MOLECULAR
P	PRESION
T	TEMPERATURA
$SgGr$	DENSIDAD RELATIVA
Rd	FACTOR DE OBSTRUCCION

III. NOMENCLATURA PARA BOMBAS

W	FLUJO MASICO
Q	FLUJO VOLUMETRICO
Patm, Pop	PRESION ATMOSFERICA DE OPERACION
DsDd	DIAMETRO DE SUCCION DE DESCARGA
S, H	ALTURA DE SUCCION DE DESCARGA
Top	TEMPERATURA DE OPERACION
Hs, Hd	CABEZA DE SUCCION DE DESCARGA
V	VELOCIDAD
Re	NUMERO DE REYNOLDS
f	FACTOR DE FRICCION
Ltub, Lacc	LONGITUD DE LA TUBERIA, DE LOS ACCESORIOS
HHP	POTENCIA HIDRAULICA
BHP	POTENCIA AL FRENO
SpGr	DENSIDAD RELATIVA
$\Delta H_{fs}, \Delta H_{fd}$	PERDIDAS POR FRICCION EN LA SUCCION, EN LA DESCARGA
ΔP_{100}	CAIDA DE PRESION EN 100 ft DE TUBERIA
ΔP_{eq}	CAIDA DE PRESION EN LOS EQUIPOS
ρ	DENSIDAD DEL FLUIDO
μ	VISCOSIDAD DEL FLUIDO
η	EFICIENCIA DE BOMBEO

APENDICE III

METODO DE GLITSCH

PROCEDIMIENTO PARA LA DETERMINACION DEL DIAMETRO DE COLUMNAS DE DESTILACION, METODO DE GLITSCH.

1.- Suponer un número de pasos NP por el plato y un diámetro de columna, obtener con esto la longitud de la trayectoria de flujo FPL, mediante la ecuación:

$$FPL = \frac{9 * NP}{DT}$$

Donde:

FPL es la longitud de la trayectoria de flujo, in.

DT el diámetro de la columna, ft.

NP el número de pasos.

2.- Obtener el flujo de vapor CFS con la ecuación:

$$CFS = \frac{W_v}{l_v * 3600}$$

Donde:

CFS es el flujo del vapor, ft /seg.

Wv el flujo másico del vapor, lb/Hr.

lv la densidad del vapor, lb/ft .

3.- Calcular la carga de vapor con la ecuación:

$$V_{LOAD} = CFS * \left[\frac{l_v}{l_v - l_l} \right]^{1/2}$$

Donde:

es la densidad del líquido, lb/ft .

4.- Calcular el factor de capacidad de vapor CAF con la ecuación:

$$CAF = CAF_0 * FS$$

Donde el valor de CAF₀ se obtiene de la gráfica A-1 y FS es un factor que depende del tipo de sistema manejado, esto es de acuerdo a la formación de espuma que se tenga, en la Tabla A-1 se dan algunos de estos valores.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

5.- Calcular el área mínima activa AAM, de acuerdo con la ecuación:

$$AAM = \frac{V_{LOAD} + GPM * FPL / 13000}{CAF * FF}$$

Donde:

VLOAD es la carga de vapor, lb/Hr.

GPM el refujo, GPM.

FPL longitud de la trayectoria de flujo, in.

CAF factor de capacidad de vapor.

FF factor de inundamiento, %.

AAM área mínima activa, ft .

6.- Obtener el área mínima de descenso ADM mediante la ecuación:

$$ADM = \frac{GPM}{VD_{D56} * FF}$$

Donde: VD_{D56} es la velocidad de diseño de descenso, la misma se obtiene de acuerdo a las siguientes ecuaciones, empleando aquel valor que resulte menor;

$$VD_{D56} = 250 * FS$$

$$VD_{D56} = 41 * (P_1 - P_0)^{1/2} * FS$$

$$VD_{D56} = 7.5 * (TS)^{1/2} * (P_1 - P_0)^{1/2} * FS$$

Para estas ecuaciones TS es la separación entre platos, in, y

VD_{D56} la velocidad de diseño de descenso, GPM/ft .

Si el valor resultante de ADM es menor del 11% de AAM se emplean las siguientes relaciones:

$$ADM = 0.11 * AAM$$

$$ADM = 2 * ADM$$

Empleandose aquel que resulte de menor valor.

7.- Calcular el área de la columna ATM, con las ecuaciones:

$$ATM = AAM + 2 * ADM$$

ATM $\frac{\text{VLOAD}}{0.78 * \text{CAF} * \text{FF}}$

$$0.78 * \text{CAF} * \text{FF}$$

Donde:

ATM es el área transversal de la columna, ft .

AAM el área mínima activa, ft .

ADM área mínima de descenso, ft .

VLOAD carga de vapor, lb/Hr.

CAF el factor de capacidad de vapor

FF factor de inundamiento, %.

El valor que resulte con las dos ecuaciones se empleara en el cálculo del diámetro de la columna.

8.- Obtener el diámetro de la columna mediante la ecuación:

$$DT = \frac{ATM * 4}{\pi}$$

Donde:

DT es el diámetro de la columna, ft .

ATM el área transversal de la columna, ft .

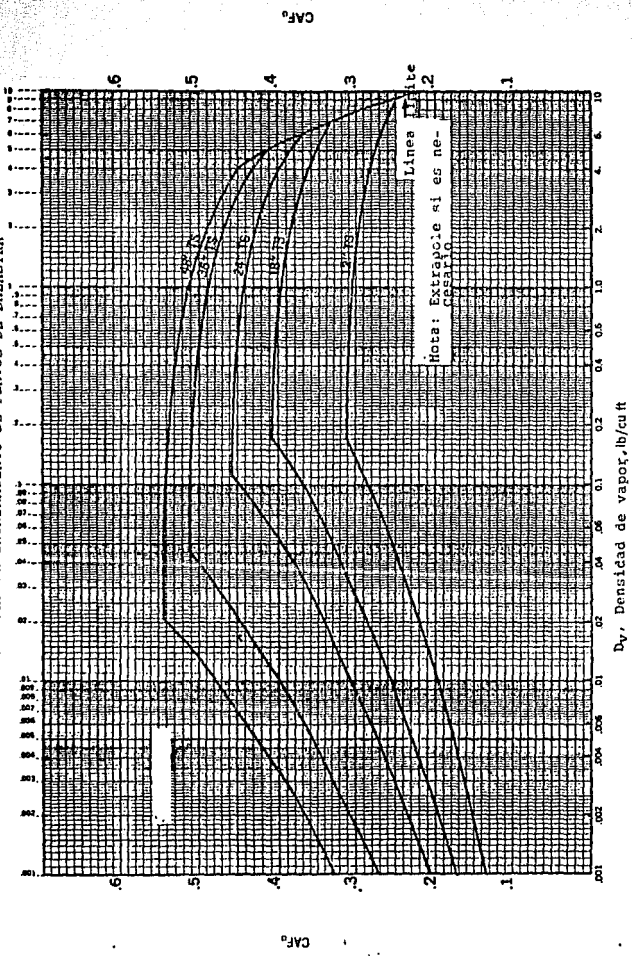
Empleando ambos valores de **ATM**, obtenidos en el punto anterior, el diámetro de la columna a considerar será aquel que resulte mayor.

TABLA A-1

<u>SERVICIO</u>	<u>FACTOR DE SISTEMA</u>
Sin espuma, sistemas comunes	1.00
Sistemas con manejo de Fluor: Freon, BF ₃	0.90
Sistemas con moderada espuma: Absorbedores de aceite, re- generadores, amina y glicoles	0.85
Sistemas con fuerte espuma : Absorbedores de amina y gli-- coles	0.73
Sistemas con severa espuma : Unidades de MEK	0.60
Sistemas de espuma estable : Regeneradores de causticos	0.3-0.6

FIG. A-1

CAPACIDAD DE INUNDAMIENTO DE PLATOS DE BALASTRA



BIBLIOGRAFIA

1. ASOCIACION NACIONAL DE LA INDUSTRIA QUIMICA
"ANUARIO DE LA INDUSTRIA QUIMICA MEXICANA EN 1988".
ANIQ. MEXICO. 1989
2. CRANE
"FLOW OF FLUIDS THROUGH VALVES, - FITTINGS AND PIPE".
TECHNICAL PAPER NO. 410. CRANE - CO.
3. GALLANT, R.W.
"PHYSICAL PROPERTIES OF HYDROCARBONS".
GULF PUBLISHING COMPANY.
HOUSTON. TEXAS. U.S.A.
4. GLITSCH. INC.
"BALLAST TRAY DESIGN MANUAL".
BULLETIN NO. 4900. GLITSCH.
INC. DALLAS TEXAS. U.S.A.1985.
5. INSTITUTO NACIONAL DE ESTADISTICA, GEOGRAFIA E INFORMATICA.
"ESCENARIOS ECONOMICOS DE MEXICO 1980-1985".
INEGI. MEXICO. 1986.
6. KERN, D.Q.
"PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE -- CALOR".
16a. IMPRESION. ED. CECSA. MEXICO. 1982.
7. KIRK I. & DONALD F.O.
"ENCICLOPEDIA DE TECNOLOGIA QUIMICA".
2a. EDICION. ED. JHON WILEY & - SONS. U.S.A. 1966.

8. LELAND T. BLANK & A.J.
TARQUIN.

"INGENIERIA ECONOMICA".

1ra. EDICION. ED. MC. GRAW-HILL.
MEXICO. 1986.

9. MAX.S.P. & KLANS D.T.

"PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR
CHEMICAL ENGINEERS."

2a. EDICION. ED. MC. GRAW-HILL
NEW JERSEY, U.S.A. 1968.

10. ROSE, H.F. & BARROW M.H.

"INGENIERIA DE PROYECTOS PARA-
PLANTAS DE PROCESO".

8a. IMPRESION. ED. CECSA. ME -
XICO. 1982.